



TESIS TK092305

**PENGUKURAN DAN PREDIKSI KESETIMBANGAN  
UAP-CAIR SISTEM TERNER ALKOHOL +  
GLISEROL + AIR**

EVIANA DEWI SETIAWATI

2313201908

DOSEN PEMBIMBING

Prof. Dr. Ir. GEDE WIBAWA, M. Eng

PROGRAM MAGISTER

BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2015



THESIS TK092305

**EXPERIMENT AND PREDICTION OF TERNARY  
VAPOR-LIQUID EQUILIBRIUM FOR ALCOHOLS +  
GLYCEROL + WATER SYSTEMS**

EVIANA DEWI SETIAWATI

2313201908

SUPERVISOR

Prof. Dr. Ir. GEDE WIBAWA, M. Eng

MASTER PROGRAM

PROCESS TECHNOLOGY

CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT

FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY

SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY

SURABAYA

2015

## LEMBAR PENGESAHAN TESIS

Tesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

Magister Teknik (MT)

Di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Eviana Dewi Setiawati

NRP. 2313 201 908

Tanggal Ujian : 27 Juli 2015

Periode wisuda : September 2015

Disetujui Oleh :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng (Pembimbing) .....  
NIP. 1963 01 22 1987 01 1001
2. Prof. Ir. Renanto Handogo, MS, Ph.D (Penguji) .....  
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001
3. Dr. Ir. Kuswandi, DEA (Penguji) .....  
NIP. 1958 06 12 1984 03 1003
4. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc (Penguji) .....  
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001

Direktur Program Pascasarjana,

Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, M.T.

NIP. 1964 04 05 1990 02 1001



# **Pengukuran dan Prediksi Keseimbangan Uap-Cair Sistem Terner Alkohol + Gliserol + Air**

**Nama : Eviana Dewi Setiawati (2313201908)**

**Jurusan : Teknik Kimia FTI-ITS**

**Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng**

## **ABSTRAK**

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan data keseimbangan uap-cair (VLE) sistem terner 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air melalui eksperimen dan prediksi. Peralatan eksperimen yang digunakan pada penelitian ini adalah ebuliometer sederhana yang dikembangkan oleh Oktavian et al., Fuel 107(2013) 47-51. Validasi alat dilakukan dengan membandingkan tekanan uap murni 1-butanol dan 2-metil-1-propanol hasil eksperimen dengan data eksperimen yang telah dikorelasikan menggunakan Persamaan Antoine, dengan average absolute deviation (AAD) untuk 1-butanol dan 2-metil-1-propanol kurang dari 0.3%. Data eksperimen yang diperoleh pada penelitian ini akan dibandingkan dengan hasil prediksi dengan menggunakan parameter biner yang diperoleh dari eksperimen untuk sistem alkohol + gliserol, Dulitskaya (1945) untuk sistem gliserol + air, dan Fischer dan Gmehling (1994) untuk sistem alkohol + air. Selain itu, hasil tersebut juga dibandingkan dengan hasil prediksi dengan menggunakan persamaan UNIFAC. Berdasarkan data hasil eksperimen dibandingkan dengan hasil prediksi persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC memberikan AAD sebesar 1.9%, 1.8%, 2.5% untuk sistem 1-butanol+ gliserol+air dan 3.6%, 3.0%, 2.6% untuk sistem 2-metil-1-propanol+gliserol+air. Selain itu, persamaan UNIFAC mampu memprediksi data keseimbangan uap-cair untuk kedua sistem tersebut dengan cukup baik.

**Kata kunci :** 1-butanol, 2-metil-1-propanol, gliserol, air, keseimbangan uap-cair.







# Experiment and Prediction of Ternary Vapor-Liquid Equilibrium for Alcohols + Glycerol + Water Systems

**Name** : Eviana Dewi Setiawati (2313201908)

**Department** : Teknik Kimia FTI-ITS

**Supervisor** : Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng

## ABSTRACT

*The objective of this research is to measure vapor-liquid equilibrium (VLE) data for ternary of 1-butanol + glycerol + water and 2-methyl-1-propanol + glycerol + water systems. The experimental apparatus used in this study is the simple ebulliometer as proposed by Oktavian et al., Fuel 107 (2012) 47-51. The validation of the experimental apparatus was done by comparing the measured vapor pressure of pure 1-butanol and 2-methyl-1-propanol with the published data and giving average absolute deviations (AAD) with magnitude less than 0.3%. The experimental data obtained in this study will be compared with the results predicted using binary parameters obtained from the binary experiments of alcohols + glycerol, Dulitskaya (1945) for the system of glycerol + water, and Fischer and Gmehling (1994) for the systems of alcohols + water. Moreover, these results are also compared with the results predicted using UNIFAC equation. Experimental data compared with the result from correlated data from Wilson, Non-Random Two-Liquid (NRTL) and Universal Quasi-Chemical (UNIQUAC) models giving AAD in the vapor pressures of 1.9%, 1.8% and 2.5% for 1-butanol+ glycerol + system and 3.6%, 3.0% and 2.6% for 2-methyl-1-propanol + glycerol + system. Moreover, prediction using UNIFAC model shows good results for most cases.*

**Keyword** : 1-butanol, 2-methyl 1-propanol, glycerol, water, vapor-liquid equilibrium.







## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kehadirat Tuhan YME karena atas berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Laporan Akhr Thesis yang berjudul ” PENGUKURAN DAN PREDIKSI KESETIMBANGAN UAP-CAIR SISTEM TERNER ALKOHOL + GLISEROL + AIR”.

Laporan Kemajuan ini merupakan tahap penentuan arah dan tujuan penyusunan tesis yang merupakan persyaratan kelulusan Program Studi S-2 di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Pada kesempatan kali ini, saya mengucapkan terima kasih kepada :

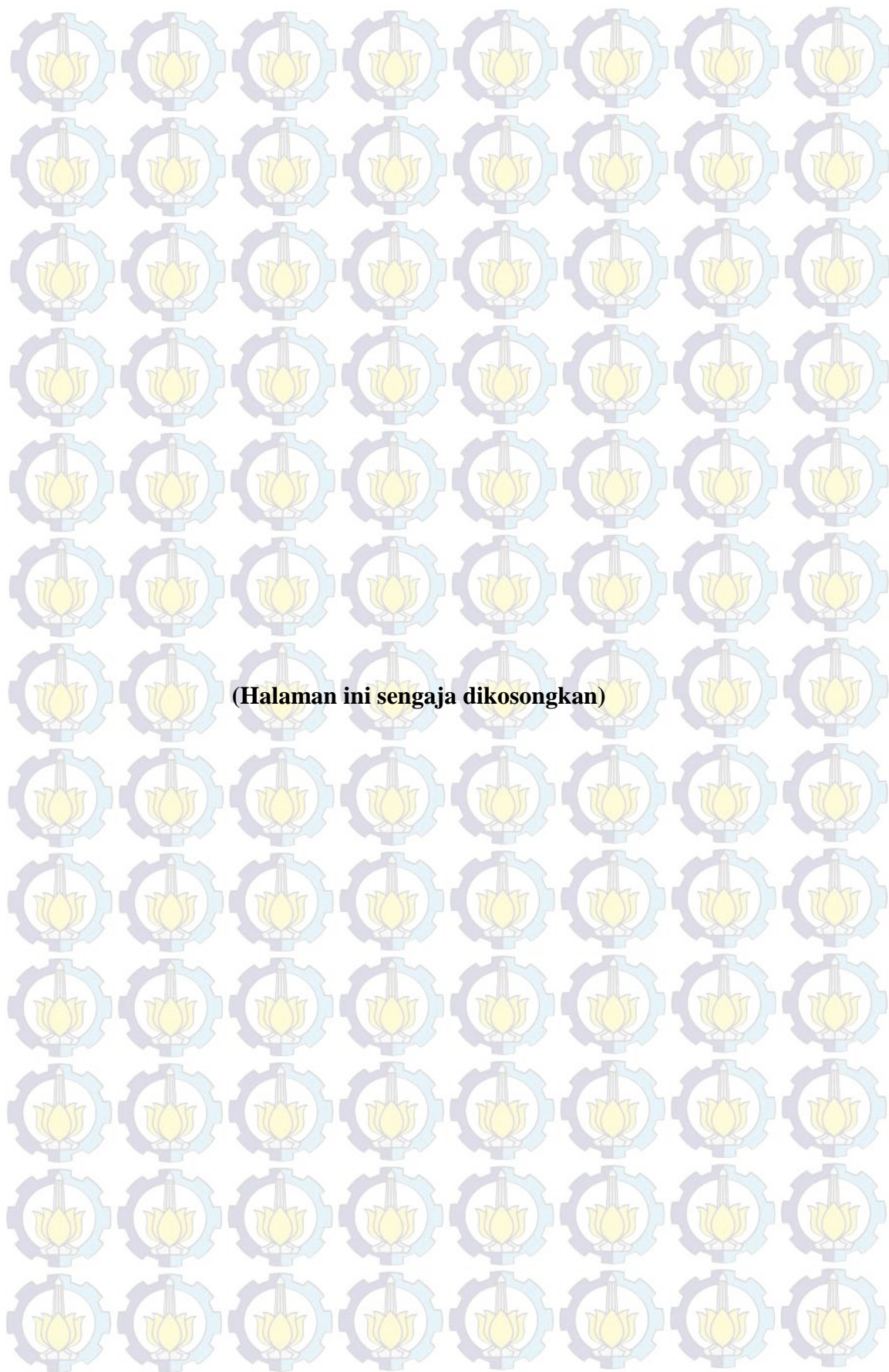
1. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Thermodinamika,
2. Prof. Ir. Renanto, H. M.Sc. PhD, selaku Koordinator S-2 Jurusan Teknik Kimia,
3. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia,
4. Orang Tua dan keluarga kami atas segala doa dan dukungannya,
5. Teman-teman Laboratorium Thermodinamika Teknik Kimia ITS,
6. Teman-teman angkatan 2010 yang telah memberikan banyak support dan bantuan,
7. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian laporan kemajuan tesis ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Kami menyadari bahwa pembuatan laporan kemajuan tesis ini masih jauh dari sempurna, dengan segala kerendahan hati kami mengharapkan saran dan kritik untuk perbaikan laporan ini.

Surabaya, Juli 2015

Penyusun





## DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN.....	i
ABSTRAK .....	iii
ABSTRACT .....	v
KATA PENGANTAR .....	vii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xvii
<b>BAB 1     PENDAHULUAN</b>	
1.1     Latar Belakang.....	1
1.2     Perumusan Masalah .....	4
1.3     Tujuan Penelitian.....	4
1.4     Manfaat Penelitian .....	4
<b>BAB 2     TINJAUAN PUSTAKA</b>	
2.1     Biodiesel .....	7
2.2     Butanol.....	8
2.3     Gliserol.....	12
2.4     Air.....	14
2.5     Proses Transesterifikasi.....	14
2.6     Keseimbangan Uap-Cair (VLE) .....	15
2.7     Larutan Ideal .....	17
2.8     Persamaan – persamaan Koefisien Aktivitas .....	18
2.8.1     Persamaan Wilson .....	19
2.8.2     Persamaan NRTL .....	20
2.8.3     Persamaan UNIQUAC .....	22
2.8.4     Persamaan UNIFAC .....	23
<b>BAB 3     METODE PENELITIAN</b>	
3.1     Deskripsi Penelitian .....	31
3.2     Peralatan Percobaan .....	32
3.3     Bahan Percobaan .....	33



3.4	Variabel Percobaan .....	35
3.5	Prosedur Percobaan .....	36
<b>BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN</b>		
4.1	Validasi Alat.....	41
4.2	Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap	
4.2.1	Sistem Biner 1-Butanol(1)+Gliserol(2).....	45
4.2.2	Sistem Biner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2).....	46
4.2.3	Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3).....	47
4.2.4	Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)	48
4.3	Data Eksperimen Keseimbangan Uap-Cair Sistem Terner Alkohol+Gliserol+Air	
4.3.1	Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3).....	51
4.3.2	Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)	61
4.4	Data Prediksi Keseimbangan Uap-Cair Sistem Terner Alkohol+Gliserol+Air.....	76
<b>BAB 5 KESIMPULAN.....</b>		81
DAFTAR PUSTAKA.....		83
DAFTAR NOTASI.....		89
BIODATA PENULIS.....		91
APPENDIKS.....		93
LAMPIRAN APPENDIKS.....		A-1



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Rumus Kimia Biodiesel .....	7
Gambar 2.2 Rumus Kimia Butanol.....	12
Gambar 2.3 Rumus Kimia Gliserol.....	12
Gambar 2.4 Persamaan Reaksi Transesterifikasi .....	25
Gambar 3.1 Skema Alat Ebuliometer .....	32
Gambar 3.2 Diagram Alir Perhitungan Data Keseimbangan Uap-Cair Sistem Ternern .....	37
Gambar 3.3 Diagram Skematis Metode Penelitian .....	40
Gambar 4.1 Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat Menggunakan 1-Butanol dan 2-Metil-1-Propanol .....	43
Gambar 4.2 Hubungan Tekanan Uap dan dan Fraksi Ethanol pada Validasi Alat Menggunakan Campuran Biner Etanol-Isooctane pada 308.15 K oleh (Oktavian et al., 2013).....	44
Gambar 4.3 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0036$ dan $x_2=0.3000$ ) .....	53
Gambar 4.4 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0100$ dan $x_2=0.3000$ ) .....	53
Gambar 4.5 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0700$ dan $x_2=0.3000$ ) .....	54
Gambar 4.6 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.3500$ dan $x_2=0.3000$ ) .....	54
Gambar 4.7 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.3800$ dan $x_2=0.2999$ ) .....	55



Gambar 4.8 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4498$ dan $x_2=0.3003$ ).....	55
Gambar 4.9 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.5000$ dan $x_2=0.2997$ ).....	56
Gambar 4.10 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.5704$ dan $x_2=0.2997$ ).....	56
Gambar 4.11 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.6205$ dan $x_2=0.2996$ ).....	57
Gambar 4.12 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.6800$ dan $x_2=0.2996$ ).....	57
Gambar 4.13 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Korelasi Menggunakan Hukum Raoult's terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4498$ dan $x_2=0.3003$ ).....	59
Gambar 4.14 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0016$ dan $x_2=0.3000$ ).....	61
Gambar 4.15 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0030$ dan $x_2=0.3000$ ).....	62
Gambar 4.16 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.0090$ dan $x_2=0.3000$ ).....	62
Gambar 4.17 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.6600$ dan $x_2=0.3000$ ).....	63

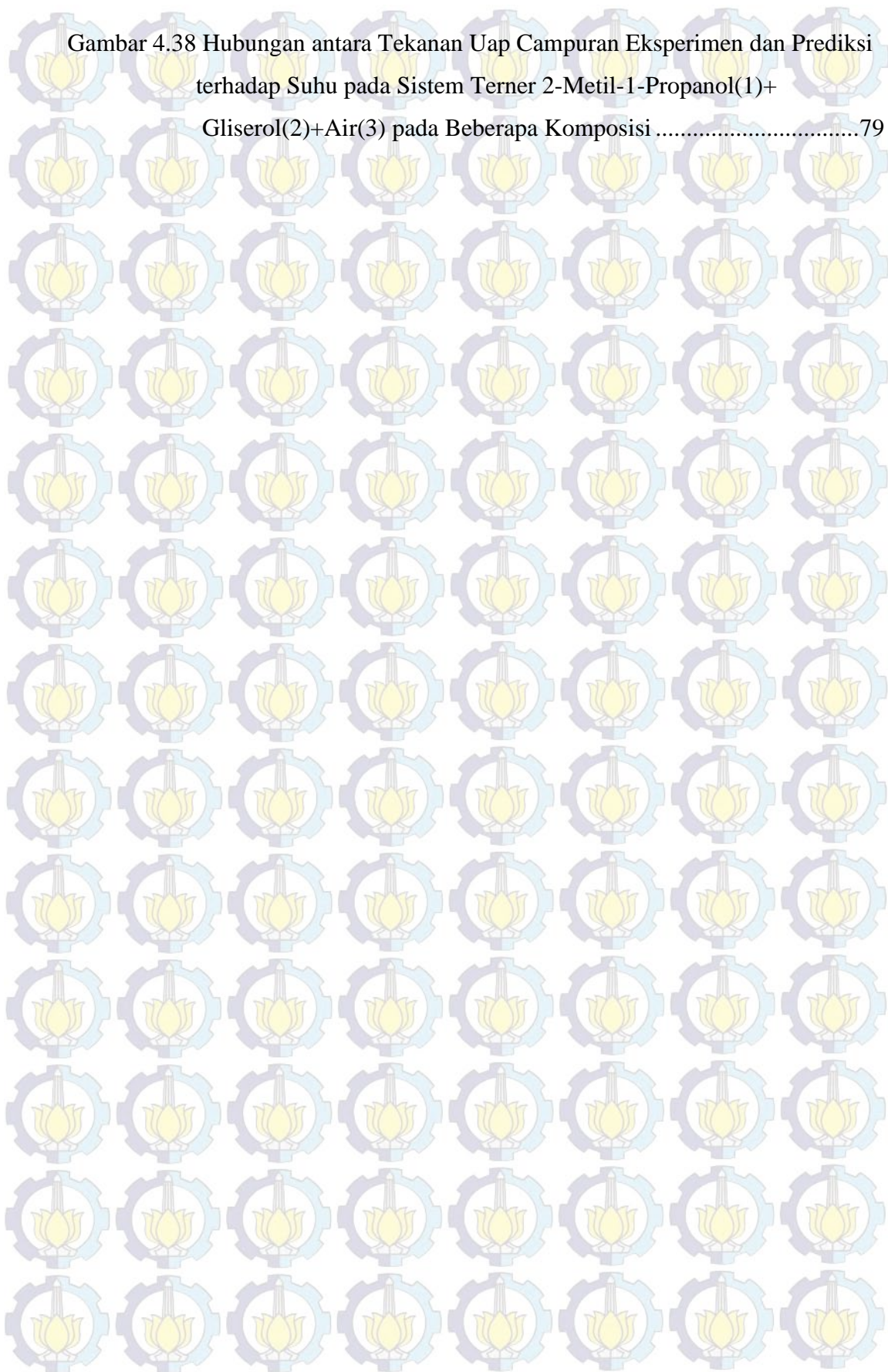


Gambar 4.18 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.6800$ dan $x_2=0.3000$ ).....	63
Gambar 4.19 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.0014$ dan $x_2=0.4000$ ).....	64
Gambar 4.20 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1- Propanol(1)+ Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0026$ dan $x_2=0.4000$ ).....	64
Gambar 4.21 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0077$ dan $x_2=0.4000$ ).....	65
Gambar 4.22 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0171$ dan $x_2=0.4000$ ).....	65
Gambar 4.23 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4878$ dan $x_2=0.4000$ ).....	66
Gambar 4.24 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.5310$ dan $x_2=0.4000$ ).....	66
Gambar 4.25 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.5657$ dan $x_2=0.4000$ ).....	67
Gambar 4.26 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.0012$ dan $x_2=0.5000$ ).....	67
Gambar 4.27 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.0021$ dan $x_2=0.5000$ ).....	68



Gambar 4.28 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.0064$ dan $x_2=0.5000$ ).....	68
Gambar 4.29 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.0143$ dan $x_2=0.5000$ ).....	69
Gambar 4.30 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.0286$ dan $x_2=0.5000$ ).....	69
Gambar 4.31 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.4065$ dan $x_2=0.5000$ ).....	70
Gambar 4.32 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.4425$ dan $x_2=0.5000$ ).....	70
Gambar 4.33 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.4714$ dan $x_2=0.5000$ ).....	71
Gambar 4.34 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2)+ Air(3) ( $x_1=0.4875$ dan $x_2=0.5000$ ).....	71
Gambar 4.35 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Korelasi Menggunakan Hukum Raoult's terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0021$ dan $x_2=0.5000$ ).....	73
Gambar 4.36 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen, Perhitungan, dan Prediksi terhadap Suhu dan Komposisi pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3).....	76
Gambar 4.37 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) pada Beberapa Komposisi .....	78

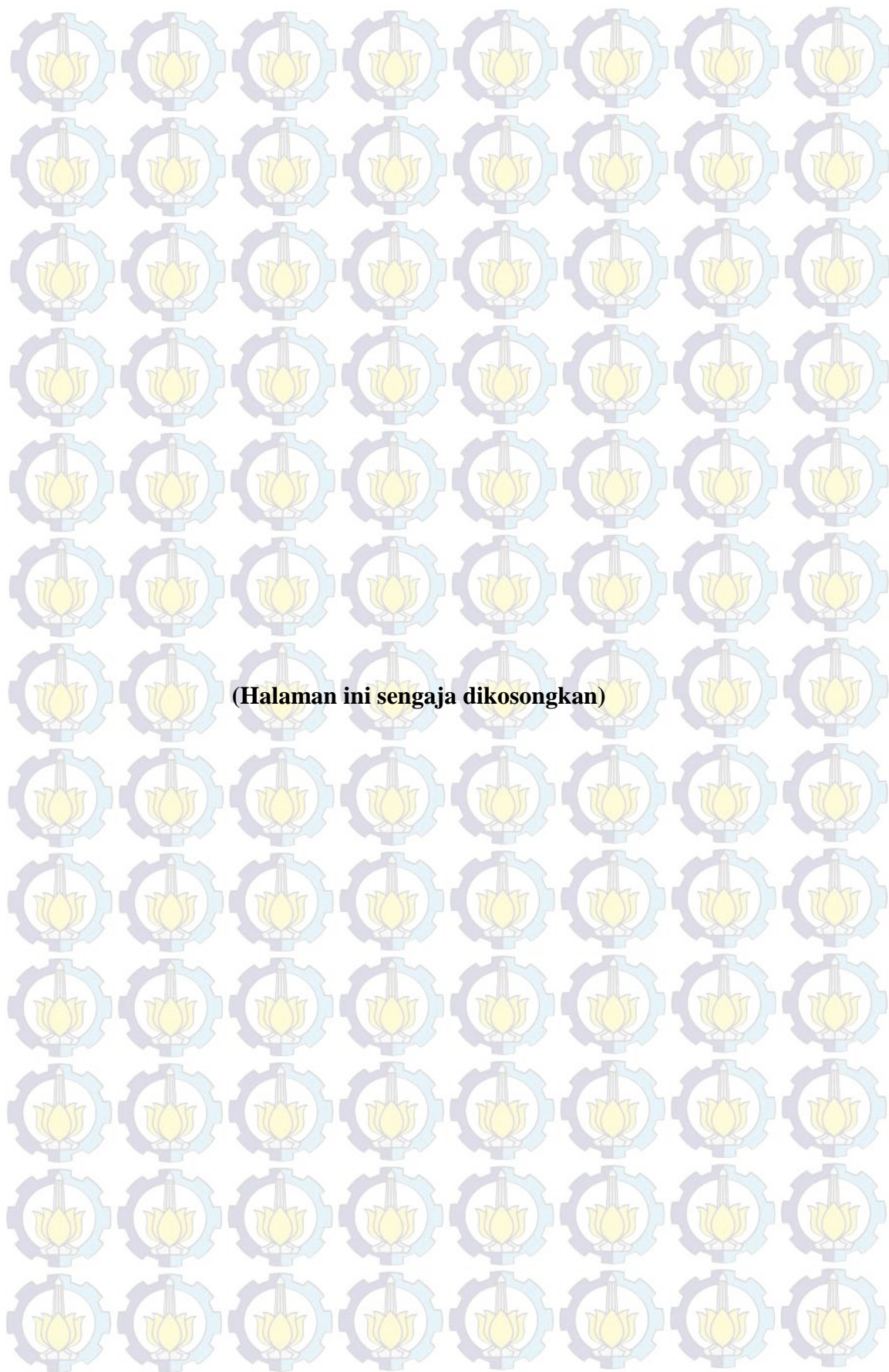




Gambar 4.38 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+

Gliserol(2)+Air(3) pada Beberapa Komposisi .....79







## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Struktur Molekul dan Kegunaan Utama Isomer Butanol.....	9
Tabel 2.2	Perbandingan Properti Fisik Isomer Butanol .....	10
Tabel 2.3	Sifat – sifat Kimia Air.....	14
Tabel 2.4	Parameter Persamaan Antoine <sup>a</sup> .....	27
Tabel 2.5	Data Properti Senyawa Murni <sup>a</sup> .....	27
Tabel 2.6	Physical Properties dan Parameter untuk Komponen Murni yang digunakan pada Korelasi Persamaan Koefisien Aktifitas .....	28
Tabel 2.7	UNIFAC Group Specifications (Hansen et al., 1991) .....	28
Tabel 2.8	UNIFAC Group – Group Interaction Parameters, $a_{jk}$ dalam satuan Kelvin (Gmehling. et al., 1993).....	29
Tabel 3.1	Properti Bahan yang Digunakan .....	34
Tabel 3.2	Struktur Kimia Bahan yang Digunakan .....	35
Tabel 4.1	Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan 1-Butanol.....	42
Tabel 4.2	Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan 2-Metil-1-Propanol.....	43
Tabel 4.3	Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Biner 1-Butanol(1)+ Gliserol(2) .....	45
Tabel 4.4	Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Biner 2-Metil-1-Propanol(1)+ Gliserol(2) .....	46
Tabel 4.5	Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Terner 1 Butanol(1)+ Gliserol(2)+Air(3) .....	47
Tabel 4.6	Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) .....	49
Tabel 4.7	Parameter Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) .....	60
Tabel 4.8	Parameter Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) .....	74







## DAFTAR NOTASI

$A$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$B$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$b_{ij}$	Parameter untuk Persamaan NRTL Model
$C$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$\hat{f}$	Fugasitas campuran
$G$	Gibbs Free Energy
$m_i$	Massa komponen $i$ yang ditimbang
$n$	Jumlah mol total, mol
$P$	Tekanan uap, kPa
$q_i$	Parameter Area untuk Komponen $i$
$r_i$	Parameter Volume untuk Komponen $i$
$R$	Konstanta Gas, $0,082057 \text{ m}^3 \text{ atm}/(\text{kgmol. K})$
$T$	Suhu, K
$\Delta u_{ij}$	Parameter untuk Persamaan UNIQUAC Model
$x$	Fraksi mol di fase liquid
$y$	Fraksi mol di fase uap

### Greek

$\alpha$	Parameter NRTL model (Non-Randomness factor)
$\phi_i$	Koefisien fugasitas komponen $i$
$\hat{\phi}_i$	Koefisien fugasitas komponen murni $i$
$\gamma_i$	Koefisien aktifitas komponen $i$
$\Lambda_{ij}$	Parameter untuk Persamaan Wilson
$\theta_i$	Fraksi Area untuk Komponen $i$
$\Phi_i$	Fraksi Volume untuk Komponen $i$
$\tau_{ij}$	Konstanta empiris persamaan NRTL
$\theta_i$	Fraksi area untuk Komponen
$v_k^{(i)}$	Nomer grup tipe $k$ dalam molekul $i$
$R_k$ dan $Q_k$	Parameter grup volum dan parameter grup area, diperoleh dari van der Waals group volume and surface area.
$\Gamma_k$	Grup residual koefisien aktifitas
$\Gamma_k^{(i)}$	Residual koefisien aktifitas grup $k$ dalam larutan referen yang hanya mengandung molekul tipe $i$
$\theta_m$	Fraksi area dari grup $m$
$X_m$	Mol fraksi dari grup $m$ dalam campuran
$\varphi_{mn}$	Parameter grup interaksi
$U_{mn}$	Energy interaksi antara grup $m$ dan $n$







**A. Data Hasil Perhitungan dan Prediksi VLE Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) dengan Persamaan Wilson**

Senyawa	Konstanta Antoine			Parameter Wilson			
	Eq.	A	B	C	$a_{12}$	$a_{21}$	$a_{31}$
1-Butanol (1)	1	4.6493	1395.14	182.739	2527.3	2644.2	711.7
Gliserol (2)	2	10.619	4487.04	-140.2	-774.9	7706.7	6056.0
Air (3)	1	5.11564	1687.537	230.17			

$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0036	0.3000	303.15	2.774	19.672	0.769	0.906	0.031	0.000	0.969	2.841	2.387%
		308.15	3.646	19.152	0.768	0.905	0.032	0.000	0.968	3.709	1.706%
		313.15	4.854	18.604	0.767	0.904	0.034	0.000	0.966	4.920	1.360%
		318.15	6.353	18.091	0.766	0.903	0.035	0.000	0.965	6.425	1.135%
		323.15	8.129	17.606	0.764	0.903	0.035	0.000	0.965	8.275	1.799%
		328.15	10.187	17.177	0.763	0.902	0.036	0.000	0.964	10.368	1.772%
		333.15	12.934	16.739	0.762	0.901	0.037	0.000	0.963	13.069	1.045%
		338.15	16.224	16.317	0.761	0.900	0.037	0.000	0.963	16.352	0.792%
0.0100	0.3000	343.15	20.640	15.909	0.760	0.900	0.038	0.000	0.962	20.344	1.433%
		303.15	2.888	17.450	0.764	0.910	0.075	0.000	0.925	2.900	0.426%
		308.15	3.741	17.001	0.763	0.909	0.077	0.000	0.923	3.848	2.871%
		313.15	5.128	16.564	0.761	0.908	0.080	0.000	0.920	5.069	1.137%
		318.15	6.607	16.139	0.760	0.907	0.082	0.000	0.918	6.633	0.385%
		323.15	8.567	15.753	0.759	0.906	0.084	0.000	0.916	8.470	1.141%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	y <sub>1</sub> ( mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.0700	0.3000	328.15	11.074	15.353	0.758	0.905	0.086	0.000	0.914	10.916	1.428%
		333.15	13.927	14.998	0.757	0.905	0.088	0.000	0.912	13.683	1.752%
		338.15	17.580	14.639	0.756	0.904	0.089	0.000	0.911	17.207	2.122%
		343.15	22.139	14.296	0.755	0.903	0.090	0.000	0.910	21.422	3.240%
		303.15	3.321	8.051	0.763	0.950	0.214	0.000	0.786	3.258	1.899%
		308.15	4.654	7.920	0.762	0.950	0.223	0.000	0.777	4.361	6.306%
		313.15	6.014	7.789	0.761	0.948	0.231	0.000	0.769	5.823	3.181%
		318.15	7.854	7.670	0.750	0.946	0.238	0.000	0.762	7.523	4.210%
		323.15	10.094	7.546	0.759	0.945	0.245	0.000	0.755	9.791	3.002%
		328.15	13.027	7.427	0.758	0.944	0.251	0.000	0.749	12.574	3.479%
		333.15	16.813	7.310	0.757	0.942	0.256	0.000	0.744	15.994	4.872%
		338.15	20.973	7.196	0.756	0.941	0.261	0.000	0.739	20.152	3.913%
0.3500	0.3000	343.15	26.972	7.084	0.755	0.940	0.266	0.000	0.734	25.264	6.334%
		303.15	2.768	2.202	1.131	1.204	0.347	0.000	0.653	2.775	0.250%
		308.15	3.712	2.185	1.129	1.199	0.361	0.000	0.639	3.730	0.488%
		313.15	4.981	2.169	1.127	1.194	0.374	0.000	0.626	4.941	0.798%
		318.15	6.687	2.152	1.125	1.189	0.386	0.000	0.614	6.535	2.283%
		323.15	8.874	2.136	1.123	1.184	0.397	0.000	0.603	8.538	3.783%
		328.15	11.186	2.120	1.121	1.179	0.408	0.000	0.592	11.007	1.599%
		333.15	14.492	2.105	1.119	1.174	0.418	0.000	0.582	14.087	2.795%
		338.15	17.942	2.089	1.117	1.169	0.427	0.000	0.573	17.937	0.031%
		343.15	23.366	2.074	1.115	1.164	0.435	0.000	0.565	22.600	0.033%



$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.3800	0.3000	303.15	2.661	2.050	1.196	1.238	0.363	0.000	0.637	2.672	0.411%
		308.15	3.501	2.035	1.193	1.232	0.378	0.000	0.622	3.619	3.364%
		313.15	4.749	2.021	1.191	1.227	0.391	0.000	0.609	4.808	1.253%
		318.15	6.407	2.006	1.188	1.221	0.404	0.000	0.596	6.342	1.015%
		323.15	8.567	1.992	1.186	1.215	0.416	0.000	0.584	8.271	3.457%
		328.15	10.807	1.978	1.184	1.210	0.427	0.000	0.573	10.687	1.113%
		333.15	14.047	1.964	1.182	1.204	0.437	0.000	0.563	13.834	1.516%
		338.15	17.684	1.952	1.180	1.199	0.446	0.000	0.554	17.340	1.942%
0.4498	0.3003	343.15	22.353	1.938	1.178	1.194	0.455	0.000	0.545	21.876	2.134%
		303.15	2.460	1.773	1.370	1.323	0.413	0.000	0.587	2.484	1.003%
		308.15	3.348	1.763	1.367	1.316	0.427	0.000	0.573	3.257	2.708%
		313.15	4.321	1.752	1.363	1.309	0.442	0.000	0.558	4.363	0.972%
		318.15	5.681	1.741	1.360	1.302	0.455	0.000	0.545	5.780	1.739%
		323.15	7.707	1.730	1.356	1.294	0.468	0.000	0.532	7.600	1.398%
		328.15	9.974	1.720	1.353	1.287	0.480	0.000	0.520	9.800	1.745%
		333.15	12.427	1.710	1.350	1.280	0.490	0.000	0.510	12.553	1.012%
0.5000	0.3000	338.15	16.267	1.701	1.347	1.273	0.500	0.000	0.500	15.959	1.890%
		343.15	20.426	1.691	1.344	1.267	0.509	0.000	0.491	20.136	1.423%
		303.15	2.161	1.621	1.519	1.392	0.459	0.000	0.541	2.250	4.089%
		308.15	3.014	1.613	1.515	1.383	0.475	0.000	0.525	3.028	0.437%
		313.15	3.908	1.604	1.510	1.375	0.489	0.000	0.511	3.993	2.172%
		318.15	5.241	1.596	1.506	1.366	0.503	0.000	0.497	5.297	1.080%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	y <sub>1</sub> ( mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.5704	0.2997	323.15	7.161	1.587	1.501	1.357	0.517	0.000	0.483	6.988	2.416%
		328.15	9.094	1.578	1.497	1.348	0.529	0.000	0.471	9.186	1.018%
		333.15	11.960	1.570	1.493	1.340	0.540	0.000	0.460	11.682	2.328%
		338.15	14.835	1.563	1.489	1.332	0.550	0.000	0.450	14.830	0.030%
		343.15	19.106	1.555	1.485	1.324	0.559	0.000	0.441	18.738	1.929%
		303.15	1.813	1.455	1.771	1.499	0.553	0.000	0.447	1.865	2.833%
		308.15	2.608	1.448	1.764	1.487	0.570	0.000	0.430	2.564	1.671%
		313.15	3.392	1.441	1.757	1.476	0.585	0.000	0.415	3.449	1.695%
		318.15	4.597	1.435	1.750	1.464	0.600	0.000	0.400	4.660	1.376%
		323.15	5.941	1.429	1.743	1.454	0.612	0.000	0.388	6.048	1.802%
0.6205	0.2996	328.15	7.807	1.422	1.737	1.443	0.624	0.000	0.376	7.907	1.282%
		333.15	10.060	1.416	1.730	1.432	0.635	0.000	0.365	10.204	1.426%
		338.15	13.060	1.410	1.724	1.421	0.645	0.000	0.355	13.133	0.560%
		343.15	16.740	1.405	1.717	1.411	0.654	0.000	0.346	16.668	0.431%
		303.15	1.581	1.359	1.987	1.583	0.660	0.000	0.340	1.606	1.550%
		308.15	2.248	1.354	1.977	1.569	0.675	0.000	0.325	2.216	1.436%
		313.15	2.912	1.349	1.968	1.556	0.689	0.000	0.311	2.974	2.144%
		318.15	3.997	1.344	1.959	1.542	0.702	0.000	0.298	4.001	0.093%
		323.15	5.101	1.339	1.949	1.529	0.713	0.000	0.287	5.272	3.352%
		328.15	7.074	1.334	1.940	1.516	0.724	0.000	0.276	6.923	2.140%
		333.15	9.074	1.329	1.931	1.503	0.733	0.000	0.267	9.047	0.297%
		338.15	11.900	1.324	1.921	1.489	0.743	0.000	0.257	12.011	0.927%



$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.6800	0.3000	343.15	14.460	1.319	1.913	1.478	0.750	0.000	0.250	14.832	2.574%
		303.15	1.197	1.266	2.294	1.693	0.881	0.000	0.119	1.210	1.063%
		308.15	1.675	1.262	2.279	1.675	0.888	0.000	0.112	1.703	1.679%
		313.15	2.432	1.258	2.265	1.658	0.895	0.000	0.105	2.356	3.124%
		318.15	3.221	1.254	2.251	1.642	0.900	0.000	0.100	3.176	1.394%
		323.15	4.474	1.250	2.236	1.624	0.906	0.000	0.094	4.374	2.239%
		328.15	5.629	1.246	2.224	1.610	0.910	0.000	0.090	5.674	0.795%
		333.15	7.319	1.243	2.210	1.594	0.914	0.000	0.086	7.421	1.391%
		338.15	9.541	1.239	2.197	1.579	0.917	0.000	0.082	9.650	1.144%
		343.15	12.260	1.236	2.184	1.564	0.921	0.000	0.079	12.364	0.850%
SUM										1.859%	

**B. Data Hasil Perhitungan dan Prediksi VLE Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) dengan Persamaan NRTL**

Senyawa	Konstanta Antoine				Parameter NRTL				$\alpha_{ij}$
	Eq.	A	B	C					
1-Butanol (1)	1	4.6493	1395.14	182.739	$b_{12}$	3789.2	$b_{21}$	3221.7	0.47
Gliserol (2)	2	10.619	4487.04	-140.2	$b_{23}$	-1100.8	$b_{32}$	1101.3	3.20
Air (3)	1	5.11564	1687.537	230.17	$b_{13}$	1947.8	$b_{31}$	10257.0	0.40



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> ( mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.0036	0.3000	303.15	2.774	24.098	0.900	0.880	0.039	0.000	0.961	2.782	0.277%
		308.15	3.646	23.328	0.901	0.884	0.040	0.000	0.960	3.653	0.174%
		313.15	4.854	22.522	0.903	0.889	0.041	0.000	0.959	4.875	0.419%
		318.15	6.353	21.770	0.905	0.893	0.042	0.000	0.958	6.400	0.739%
		323.15	8.129	21.066	0.906	0.897	0.042	0.000	0.958	8.284	1.912%
		328.15	10.187	20.447	0.908	0.901	0.043	0.000	0.957	10.425	2.333%
		333.15	12.934	19.820	0.909	0.904	0.043	0.000	0.957	13.199	2.054%
		338.15	16.224	19.220	0.911	0.907	0.043	0.000	0.957	16.585	2.228%
0.0100	0.3000	343.15	20.640	18.643	0.912	0.911	0.043	0.000	0.957	20.717	0.375%
		303.15	2.888	21.534	0.894	0.885	0.093	0.000	0.907	2.876	0.415%
		308.15	3.741	20.871	0.895	0.889	0.095	0.000	0.905	3.838	2.600%
		313.15	5.128	20.229	0.897	0.893	0.097	0.000	0.903	5.083	0.861%
		318.15	6.607	19.608	0.899	0.898	0.099	0.000	0.901	6.686	1.184%
		323.15	8.567	19.047	0.900	0.901	0.101	0.000	0.899	8.576	0.098%
		328.15	11.074	18.469	0.902	0.905	0.102	0.000	0.898	11.103	0.264%
		333.15	13.927	17.959	0.903	0.909	0.103	0.000	0.897	13.973	0.330%
0.0700	0.3000	338.15	17.580	17.445	0.905	0.912	0.103	0.000	0.897	17.640	0.342%
		343.15	22.139	16.959	0.907	0.915	0.104	0.000	0.896	22.041	0.443%
		303.15	3.321	9.348	0.897	0.939	0.243	0.000	0.757	3.340	0.577%
		308.15	4.654	9.220	0.897	0.943	0.252	0.000	0.748	4.500	3.311%
		313.15	6.014	9.087	0.898	0.948	0.260	0.000	0.740	6.047	0.542%
		318.15	7.854	8.964	0.898	0.951	0.267	0.000	0.733	7.855	0.009%
		323.15	10.094	8.835	0.898	0.955	0.273	0.000	0.727	10.276	1.810%
		328.15	13.027	8.708	0.899	0.958	0.279	0.000	0.721	13.262	1.804%
		333.15	16.813	8.582	0.899	0.961	0.284	0.000	0.716	16.946	0.790%
		338.15	20.973	8.458	0.900	0.964	0.289	0.000	0.711	21.441	2.234%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.3500	0.3000	343.15	26.972	8.334	0.901	0.967	0.293	0.000	0.707	26.987	0.053%
		303.15	2.768	2.071	1.500	1.249	0.325	0.000	0.675	2.786	0.674%
		308.15	3.712	2.067	1.486	1.257	0.337	0.000	0.663	3.773	1.665%
		313.15	4.981	2.062	1.472	1.264	0.349	0.000	0.651	5.034	1.062%
		318.15	6.687	2.058	1.458	1.271	0.360	0.000	0.640	6.703	0.228%
		323.15	8.874	2.052	1.445	1.278	0.370	0.000	0.630	8.814	0.674%
		328.15	11.186	2.047	1.433	1.284	0.379	0.000	0.621	11.431	2.197%
0.3800	0.3000	333.15	14.492	2.042	1.421	1.289	0.388	0.000	0.612	14.716	1.545%
		338.15	17.942	2.036	1.409	1.294	0.396	0.000	0.604	18.844	5.027%
		343.15	23.366	2.031	1.398	1.299	0.403	0.000	0.597	23.872	2.165%
		303.15	2.661	1.929	1.602	1.282	0.341	0.000	0.659	2.676	0.552%
		308.15	3.501	1.925	1.585	1.291	0.354	0.000	0.646	3.652	4.323%
		313.15	4.749	1.920	1.569	1.299	0.366	0.000	0.634	4.888	2.931%
		318.15	6.407	1.916	1.553	1.307	0.377	0.000	0.623	6.492	1.322%
		323.15	8.567	1.911	1.538	1.314	0.387	0.000	0.613	8.522	0.532%
		328.15	10.807	1.906	1.524	1.320	0.396	0.000	0.604	11.079	2.519%
		333.15	14.047	1.901	1.510	1.327	0.405	0.000	0.595	14.431	2.736%
0.4498	0.3003	338.15	17.684	1.897	1.498	1.332	0.413	0.000	0.587	18.187	2.843%
		343.15	22.353	1.891	1.485	1.337	0.421	0.000	0.579	23.070	3.208%
		303.15	2.460	1.680	1.863	1.360	0.394	0.000	0.606	2.471	0.445%
		308.15	3.348	1.676	1.843	1.369	0.405	0.000	0.595	3.263	2.525%
		313.15	4.321	1.672	1.822	1.379	0.418	0.000	0.582	4.406	1.957%
		318.15	5.681	1.668	1.802	1.389	0.429	0.000	0.571	5.879	3.487%
		323.15	7.707	1.663	1.782	1.398	0.439	0.000	0.561	7.784	1.000%
		328.15	9.974	1.659	1.764	1.406	0.449	0.000	0.551	10.102	1.287%
		333.15	12.427	1.655	1.746	1.414	0.457	0.000	0.543	13.019	4.766%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.5000	0.3000	338.15	16.267	1.651	1.729	1.421	0.465	0.000	0.535	16.649	2.352%
		343.15	20.426	1.646	1.713	1.428	0.473	0.000	0.527	21.123	3.414%
		303.15	2.161	1.548	2.078	1.414	0.444	0.000	0.556	2.223	2.854%
		308.15	3.014	1.544	2.053	1.426	0.457	0.000	0.543	3.016	0.067%
		313.15	3.908	1.541	2.030	1.437	0.468	0.000	0.532	4.008	2.563%
		318.15	5.241	1.537	2.006	1.448	0.479	0.000	0.521	5.358	2.226%
		323.15	7.161	1.533	1.983	1.459	0.490	0.000	0.510	7.117	0.607%
		328.15	9.094	1.528	1.960	1.469	0.500	0.000	0.500	9.421	3.596%
		333.15	11.960	1.525	1.940	1.478	0.508	0.000	0.492	12.051	0.755%
		338.15	14.835	1.521	1.920	1.486	0.516	0.000	0.484	15.386	3.716%
0.5704	0.2997	343.15	19.106	1.517	1.900	1.494	0.523	0.000	0.477	19.547	2.309%
		303.15	1.813	1.408	2.425	1.491	0.546	0.000	0.454	1.827	0.737%
		308.15	2.608	1.404	2.393	1.506	0.559	0.000	0.441	2.534	2.847%
		313.15	3.392	1.400	2.363	1.520	0.571	0.000	0.429	3.434	1.245%
		318.15	4.597	1.396	2.332	1.534	0.582	0.000	0.418	4.674	1.676%
		323.15	5.941	1.393	2.305	1.546	0.591	0.000	0.409	6.103	2.735%
		328.15	7.807	1.389	2.277	1.558	0.600	0.000	0.400	8.029	2.838%
		333.15	10.060	1.385	2.251	1.569	0.608	0.000	0.392	10.419	3.568%
		338.15	13.060	1.382	2.225	1.580	0.615	0.000	0.385	13.484	3.243%
		343.15	16.740	1.378	2.200	1.591	0.622	0.000	0.378	17.198	2.738%
0.6205	0.2996	303.15	1.581	1.329	2.705	1.547	0.660	0.000	0.340	1.569	0.745%
		308.15	2.248	1.325	2.668	1.564	0.671	0.000	0.329	2.181	2.959
		313.15	2.912	1.322	2.634	1.579	0.681	0.000	0.319	2.947	1.203%
		318.15	3.997	1.318	2.600	1.595	0.691	0.000	0.309	3.988	0.230%
		323.15	5.101	1.315	2.568	1.609	0.699	0.000	0.301	5.283	3.570%
		328.15	7.074	1.311	2.536	1.623	0.706	0.000	0.294	6.972	1.437%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> ( mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.6800	0.3000	333.15	9.074	1.308	2.505	1.636	0.713	0.000	0.287	9.155	0.899%
		338.15	11.900	1.304	2.471	1.650	0.720	0.000	0.280	12.214	2.636%
		343.15	14.460	1.301	2.446	1.660	0.725	0.000	0.275	15.136	4.677%
		303.15	1.197	1.252	3.084	1.612	0.884	0.000	0.116	1.191	0.493%
		308.15	1.675	1.249	3.041	1.632	0.890	0.000	0.110	1.682	0.431%
		313.15	2.432	1.245	2.999	1.651	0.894	0.000	0.106	2.333	4.004%
		318.15	3.221	1.242	2.960	1.668	0.898	0.000	0.102	3.154	2.095%
		323.15	4.474	1.238	2.918	1.686	0.902	0.000	0.098	4.354	2.698%
		328.15	5.629	1.236	2.884	1.701	0.904	0.000	0.096	5.658	0.510%
		333.15	7.319	1.233	2.848	1.716	0.907	0.000	0.093	7.414	1.292%
		338.15	9.541	1.230	2.812	1.731	0.910	0.000	0.090	9.657	1.222%
		343.15	12.260	1.227	2.778	1.745	0.912	0.000	0.088	12.394	1.088%
SUM										1.757%	

**C. Data Hasil Perhitungan dan Prediksi VLE Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) dengan Persamaan UNIQUAC**

Senyawa	Konstanta Antoine				Parameter UNIQUAC			
	Eq.	A	B	C				
1-Butanol (1)	1	4.6493	1395.14	182.739	$\Delta u_{12}$	122.6	$\Delta u_{21}$	1095
Gliserol (2)	2	10.619	4487.04	-140.2	$\Delta u_{23}$	-1428.5	$\Delta u_{32}$	1586.8
Air (3)	1	5.11564	1687.537	230.17	$\Delta u_{13}$	713.5	$\Delta u_{31}$	2157.1



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.0036	0.3000	303.15	2.774	14.933	0.746	0.899	0.024	0.000	0.976	2.797	0.820%
		308.15	3.646	14.425	0.748	0.901	0.025	0.000	0.975	3.662	0.433%
		313.15	4.854	13.902	0.750	0.903	0.025	0.000	0.975	4.873	0.390%
		318.15	6.353	13.422	0.752	0.905	0.026	0.000	0.974	6.381	0.447%
		323.15	8.129	12.978	0.754	0.907	0.026	0.000	0.974	8.240	1.375%
		328.15	10.187	12.593	0.755	0.909	0.026	0.000	0.974	10.349	1.588%
		333.15	12.934	12.207	0.757	0.911	0.027	0.000	0.973	13.077	1.107%
		338.15	16.224	11.842	0.758	0.913	0.027	0.000	0.973	16.401	1.090%
0.0100	0.3000	343.15	20.640	11.494	0.760	0.914	0.027	0.000	0.973	20.451	0.914%
		303.15	2.888	13.989	0.740	0.902	0.061	0.000	0.939	2.835	1.838%
		308.15	3.741	13.503	0.742	0.905	0.063	0.000	0.937	3.770	0.774%
		313.15	5.128	13.042	0.744	0.907	0.064	0.000	0.936	4.976	2.946%
		318.15	6.607	12.605	0.746	0.909	0.065	0.000	0.935	6.525	1.248%
		323.15	8.567	12.216	0.748	0.911	0.066	0.000	0.934	8.348	2.565%
		328.15	11.074	11.823	0.749	0.913	0.067	0.000	0.933	10.780	2.655%
		333.15	13.927	11.481	0.751	0.915	0.068	0.000	0.932	13.537	2.801%
0.0700	0.3000	338.15	17.580	11.142	0.752	0.916	0.068	0.000	0.932	17.054	2.989%
		343.15	22.139	10.824	0.754	0.918	0.069	0.000	0.931	21.270	3.925%
		303.15	3.321	8.135	0.720	0.943	0.217	0.000	0.783	3.245	2.280%
		308.15	4.654	7.919	0.722	0.945	0.224	0.000	0.776	4.346	6.621%
		313.15	6.014	7.708	0.724	0.947	0.229	0.000	0.771	5.805	3.470%
		318.15	7.854	7.523	0.726	0.949	0.234	0.000	0.766	7.503	4.474%
		323.15	10.094	7.337	0.728	0.950	0.239	0.000	0.761	9.765	3.254%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.3500	0.3000	328.15	13.027	7.162	0.729	0.952	0.243	0.000	0.757	12.542	3.721%
		333.15	16.813	6.996	0.731	0.953	0.246	0.000	0.754	15.955	5.105%
		338.15	20.973	6.839	0.732	0.954	0.249	0.000	0.751	20.104	4.143%
		343.15	26.972	6.687	0.734	0.956	0.252	0.000	0.748	25.205	6.554%
		303.15	2.768	2.180	1.111	1.191	0.347	0.000	0.653	2.746	0.799%
		308.15	3.712	2.160	1.107	1.190	0.360	0.000	0.640	3.697	0.386%
		313.15	4.981	2.141	1.103	1.189	0.372	0.000	0.628	4.906	1.499%
		318.15	6.687	2.122	1.099	1.188	0.383	0.000	0.617	6.499	2.820%
		323.15	8.874	2.104	1.096	1.187	0.393	0.000	0.607	8.504	4.170%
		328.15	11.186	2.087	1.092	1.186	0.402	0.000	0.598	10.978	1.857%
0.3800	0.3000	333.15	14.492	2.070	1.089	1.185	0.411	0.000	0.589	14.069	2.918%
		338.15	17.942	2.053	1.086	1.184	0.419	0.000	0.581	17.938	0.025%
		343.15	23.366	2.037	1.083	1.183	0.427	0.000	0.573	22.630	3.148%
		303.15	2.661	2.017	1.189	1.219	0.363	0.000	0.637	2.631	1.139%
		308.15	3.501	2.000	1.183	1.218	0.377	0.000	0.623	3.570	1.970%
		313.15	4.749	1.985	1.178	1.217	0.389	0.000	0.611	4.752	0.067%
		318.15	6.407	1.969	1.174	1.216	0.401	0.000	0.599	6.279	2.007%
		323.15	8.567	1.954	1.169	1.215	0.411	0.000	0.589	8.201	4.271%
		328.15	10.807	1.939	1.164	1.213	0.421	0.000	0.579	10.613	1.794%
		333.15	14.047	1.924	1.160	1.212	0.430	0.000	0.570	13.760	2.042%
0.4498	0.3003	338.15	17.684	1.911	1.156	1.210	0.438	0.000	0.562	17.271	2.332%
		343.15	22.353	1.898	1.152	1.209	0.446	0.000	0.554	21.820	2.383%
		303.15	2.460	1.727	1.398	1.285	0.414	0.000	0.586	2.416	1.764%
		308.15	3.348	1.717	1.390	1.283	0.427	0.000	0.573	3.175	5.173%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.5000	0.3000	313.15	4.321	1.707	1.382	1.281	0.441	0.000	0.559	4.262	1.365%
		318.15	5.681	1.696	1.373	1.279	0.453	0.000	0.547	5.658	0.405%
		323.15	7.707	1.686	1.365	1.277	0.465	0.000	0.535	7.455	3.279%
		328.15	9.974	1.676	1.358	1.275	0.475	0.000	0.525	9.631	3.438%
		333.15	12.427	1.667	1.350	1.273	0.485	0.000	0.515	12.359	0.547%
		338.15	16.267	1.657	1.343	1.271	0.494	0.000	0.506	15.741	3.232%
		343.15	20.426	1.648	1.336	1.269	0.503	0.000	0.497	19.895	2.603%
		303.15	2.161	1.575	1.575	1.333	0.463	0.000	0.537	2.168	0.339%
		308.15	3.014	1.567	1.563	1.331	0.477	0.000	0.523	2.926	2.925%
		313.15	3.908	1.559	1.552	1.328	0.491	0.000	0.509	3.868	1.009%
		318.15	5.241	1.551	1.541	1.326	0.504	0.000	0.496	5.145	1.830%
		323.15	7.161	1.543	1.530	1.323	0.516	0.000	0.484	6.802	5.003%
0.5704	0.2997	328.15	9.094	1.535	1.519	1.320	0.527	0.000	0.473	8.963	1.434%
		333.15	11.960	1.528	1.509	1.318	0.537	0.000	0.463	11.421	4.508%
		338.15	14.835	1.521	1.499	1.315	0.546	0.000	0.454	14.528	2.068%
		343.15	19.106	1.514	1.490	1.312	0.555	0.000	0.445	18.392	3.741%
		303.15	1.813	1.412	1.864	1.400	0.562	0.000	0.438	1.779	1.871%
		308.15	2.608	1.406	1.846	1.397	0.578	0.000	0.422	2.455	5.861%
		313.15	3.392	1.401	1.828	1.393	0.592	0.000	0.408	3.312	2.350%
		318.15	4.597	1.395	1.811	1.390	0.606	0.000	0.394	4.488	2.372%
		323.15	5.941	1.390	1.795	1.386	0.617	0.000	0.383	5.839	1.717%
		328.15	7.807	1.385	1.780	1.383	0.628	0.000	0.372	7.653	1.975%
		333.15	10.060	1.380	1.765	1.379	0.637	0.000	0.363	9.899	1.605%
		338.15	13.060	1.375	1.750	1.375	0.647	0.000	0.353	12.770	2.221%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.6205	0.2996	343.15	16.740	1.370	1.736	1.372	0.655	0.000	0.345	16.241	2.978%
		303.15	1.581	1.322	2.099	1.447	0.674	0.000	0.326	1.530	3.254%
		308.15	2.248	1.318	2.075	1.442	0.688	0.000	0.312	2.118	5.788%
		313.15	2.912	1.314	2.053	1.439	0.700	0.000	0.300	2.851	2.080%
		318.15	3.997	1.310	2.032	1.434	0.711	0.000	0.289	3.846	3.774%
		323.15	5.101	1.306	2.011	1.430	0.722	0.000	0.278	5.081	0.387%
0.6800	0.3000	328.15	7.074	1.302	1.991	1.426	0.731	0.000	0.269	6.689	5.448%
		333.15	9.074	1.298	1.972	1.422	0.740	0.000	0.260	8.762	3.441%
		338.15	11.900	1.294	1.951	1.417	0.748	0.000	0.252	11.660	2.016%
		343.15	14.460	1.290	1.935	1.413	0.754	0.000	0.246	14.425	0.239%
		303.15	1.197	1.237	2.414	1.500	0.890	0.000	0.110	1.169	2.381%
		308.15	1.675	1.233	2.382	1.495	0.897	0.000	0.103	1.648	1.581%
		313.15	2.432	1.230	2.352	1.490	0.902	0.000	0.098	2.285	6.052%
		318.15	3.221	1.227	2.325	1.486	0.907	0.000	0.093	3.085	4.214%
		323.15	4.474	1.224	2.295	1.480	0.912	0.000	0.088	4.256	4.869%
		328.15	5.629	1.222	2.271	1.476	0.915	0.000	0.085	5.529	1.782%
		333.15	7.319	1.219	2.246	1.471	0.919	0.000	0.081	7.242	1.063%
		338.15	9.541	1.216	2.221	1.466	0.922	0.000	0.078	9.429	1.172%
		343.15	12.260	1.214	2.198	1.461	0.924	0.000	0.076	12.096	1.337%
SUM										2.485%	



**D. Data Hasil Perhitungan dan Prediksi VLE Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) dengan Persamaan Wilson**

Senyawa	Konstanta Antoine				Parameter Wilson			
	Eq.	A	B	C				
2-Metil-1-Propanol (1)	1	4.34504	1190.38	166.67	$a_{12}$	2518.0	$a_{32}$	711.7
Gliserol (2)	2	10.619	4487.04	-140.2	$a_{21}$	6562.9	$a_{13}$	9945.0
Air (3)	1	5.11564	1687.537	230.17	$a_{23}$	-774.9	$a_{31}$	2519.1

$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0016	0.3000	303.15	2.794	12.254	0.773	0.904	0.015	0.000	0.985	2.754	1.432%
		308.15	3.773	11.866	0.771	0.903	0.015	0.000	0.985	3.700	1.935%
		313.15	4.685	11.533	0.770	0.902	0.015	0.000	0.985	4.785	2.131%
		318.15	6.407	11.191	0.769	0.902	0.016	0.000	0.984	6.250	2.463%
		323.15	8.274	10.881	0.768	0.901	0.016	0.000	0.984	7.992	3.407%
		328.15	10.674	10.563	0.767	0.900	0.016	0.000	0.984	10.319	3.328%
		333.15	13.191	10.302	0.766	0.899	0.017	0.000	0.983	12.769	3.194%
0.0030	0.3000	303.15	2.682	12.160	0.802	0.926	0.026	0.000	0.974	2.716	1.268%
		308.15	3.541	11.805	0.800	0.925	0.027	0.000	0.973	3.596	1.542%
		313.15	4.578	11.462	0.799	0.924	0.028	0.000	0.972	4.733	3.370%
		318.15	6.031	11.138	0.798	0.923	0.029	0.000	0.971	6.150	1.962%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0090	0.3000	323.15	7.807	10.835	0.797	0.922	0.029	0.000	0.971	7.885	0.992%
		328.15	9.852	10.544	0.796	0.921	0.030	0.000	0.970	10.036	1.862%
		333.15	12.458	10.264	0.795	0.920	0.030	0.000	0.970	12.691	1.873%
		303.15	2.920	10.673	0.772	0.905	0.066	0.000	0.934	2.855	2.222%
		308.15	3.928	10.379	0.771	0.904	0.068	0.000	0.932	3.791	3.481%
		313.15	5.141	10.100	0.770	0.904	0.070	0.000	0.930	4.972	3.284%
0.6600	0.3000	318.15	6.735	9.832	0.769	0.903	0.072	0.000	0.928	6.469	3.952%
		323.15	8.698	9.576	0.768	0.902	0.074	0.000	0.926	8.336	4.159%
		328.15	11.151	9.329	0.767	0.901	0.075	0.000	0.925	10.659	4.410%
		333.15	14.148	9.098	0.766	0.900	0.076	0.000	0.924	13.455	4.902%
		303.15	1.952	1.348	2.386	0.923	0.917	0.000	0.083	1.901	2.582%
		308.15	2.736	1.344	2.374	0.916	0.922	0.000	0.078	2.668	2.460%
0.6825	0.2977	313.15	3.770	1.340	2.363	0.908	0.927	0.000	0.073	3.690	2.135%
		318.15	5.112	1.336	2.352	0.902	0.930	0.000	0.070	4.990	2.385%
		323.15	6.826	1.331	2.341	0.895	0.934	0.000	0.066	6.710	1.695%
		328.15	9.023	1.328	2.330	0.889	0.936	0.000	0.064	8.832	2.115%
		333.15	11.778	1.324	2.319	0.883	0.939	0.000	0.061	11.537	2.040%
		303.15	1.849	1.326	2.474	0.922	0.958	0.000	0.042	1.874	1.363%
		308.15	2.617	1.322	2.462	0.915	0.961	0.000	0.039	2.626	0.339%
		313.15	3.588	1.318	2.450	0.908	0.963	0.000	0.037	3.620	0.911%
		318.15	4.868	1.314	2.438	0.901	0.965	0.000	0.035	4.917	1.020%
		323.15	6.587	1.310	2.426	0.894	0.967	0.000	0.033	6.632	0.670%
		328.15	8.641	1.307	2.414	0.888	0.968	0.000	0.032	8.721	0.932%
		333.15	11.331	1.303	2.402	0.881	0.969	0.000	0.031	11.449	1.039%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0014	0.4000	303.15	2.214	11.337	0.850	0.859	0.014	0.000	0.986	2.222	0.357%
		308.15	2.934	11.027	0.849	0.858	0.015	0.000	0.985	2.943	0.290%
		313.15	3.868	10.731	0.849	0.857	0.015	0.000	0.985	3.857	0.288%
		318.15	5.041	10.450	0.848	0.856	0.015	0.000	0.984	5.004	0.731%
		323.15	6.497	10.182	0.847	0.855	0.016	0.000	0.984	6.433	0.989%
		328.15	8.347	9.926	0.846	0.854	0.016	0.000	0.984	8.196	1.814%
		333.15	10.507	9.682	0.846	0.853	0.016	0.000	0.984	10.355	1.447%
0.0026	0.4000	303.15	2.233	11.139	0.850	0.859	0.025	0.000	0.975	2.243	0.450%
		308.15	2.974	10.838	0.849	0.858	0.026	0.000	0.974	2.972	0.091%
		313.15	3.934	10.551	0.849	0.857	0.027	0.000	0.973	3.896	0.983%
		318.15	5.118	10.278	0.848	0.856	0.028	0.000	0.972	5.056	1.208%
		323.15	6.641	10.017	0.847	0.855	0.028	0.000	0.972	6.502	2.097%
		328.15	8.401	9.768	0.846	0.854	0.029	0.000	0.971	8.286	1.370%
		333.15	10.667	9.531	0.846	0.853	0.029	0.000	0.971	10.470	1.845%
0.0077	0.4000	303.15	2.321	10.335	0.850	0.860	0.067	0.000	0.933	2.326	0.194%
		308.15	3.094	10.070	0.850	0.859	0.070	0.000	0.930	3.086	0.270%
		313.15	4.081	9.818	0.849	0.857	0.072	0.000	0.928	4.051	0.722%
		318.15	5.334	9.576	0.848	0.856	0.074	0.000	0.926	5.265	1.290%
		323.15	6.961	9.345	0.848	0.855	0.075	0.000	0.925	6.778	2.630%
		328.15	9.387	9.125	0.847	0.854	0.077	0.000	0.923	8.645	7.902%
		333.15	11.520	8.913	0.846	0.853	0.078	0.000	0.922	10.933	5.097%
0.0171	0.4000	303.15	2.508	9.119	0.852	0.861	0.125	0.000	0.875	2.443	2.574%
		308.15	3.441	8.905	0.852	0.859	0.130	0.000	0.870	3.250	5.543%
		313.15	4.374	8.701	0.851	0.858	0.134	0.000	0.866	4.277	2.229%



$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.4878	0.4000	318.15	5.708	8.505	0.851	0.857	0.138	0.000	0.862	5.569	2.423%
		323.15	7.841	8.317	0.850	0.856	0.141	0.000	0.859	7.181	8.411%
		328.15	9.707	8.136	0.849	0.854	0.144	0.000	0.856	9.174	5.496%
		333.15	12.374	7.963	0.849	0.853	0.146	0.000	0.854	11.616	6.125%
		303.15	2.268	1.691	1.674	0.867	0.798	0.000	0.202	2.028	2.423%
		308.15	3.174	1.684	1.669	0.861	0.808	0.000	0.192	2.815	8.411%
		313.15	4.374	1.676	1.664	0.856	0.817	0.000	0.183	3.851	5.496%
		318.15	5.841	1.669	1.659	0.850	0.825	0.000	0.175	5.195	3.431%
0.5310	0.4000	323.15	7.707	1.662	1.654	0.845	0.832	0.000	0.168	6.917	6.298%
		328.15	9.974	1.655	1.649	0.840	0.838	0.000	0.162	9.096	8.805%
		333.15	13.174	1.648	1.645	0.836	0.843	0.000	0.157	11.823	10.251%
		303.15	2.001	1.614	1.776	0.863	0.869	0.000	0.130	1.932	3.461%
		308.15	2.908	1.607	1.770	0.857	0.877	0.000	0.123	2.696	7.299%
		313.15	4.108	1.601	1.764	0.852	0.883	0.000	0.117	3.703	9.845%
		318.15	5.574	1.595	1.758	0.846	0.889	0.000	0.111	5.014	10.041%
		323.15	7.441	1.588	1.752	0.841	0.894	0.000	0.106	6.698	9.977%
0.5657	0.4000	328.15	9.707	1.582	1.747	0.836	0.898	0.000	0.102	8.834	8.990%
		333.15	12.587	1.576	1.741	0.831	0.901	0.000	0.099	11.513	8.530%
		303.15	1.921	1.560	1.860	0.860	0.932	0.000	0.068	1.855	3.431%
		308.15	2.774	1.554	1.853	0.854	0.936	0.000	0.064	2.600	6.298%
		313.15	3.841	1.548	1.846	0.848	0.940	0.000	0.060	3.585	6.668%
		318.15	5.308	1.542	1.839	0.842	0.943	0.000	0.057	4.870	8.246%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0012	0.5000	323.15	7.174	1.536	1.833	0.837	0.946	0.000	0.054	6.524	9.067%
		328.15	9.441	1.531	1.826	0.832	0.948	0.000	0.052	8.625	8.636%
		333.15	12.320	1.525	1.820	0.827	0.950	0.000	0.050	11.265	8.564%
		303.15	1.761	10.669	0.907	0.816	0.014	0.000	0.986	1.758	0.195%
		308.15	2.348	10.398	0.906	0.814	0.015	0.000	0.985	2.327	0.889%
		313.15	3.081	10.140	0.906	0.813	0.015	0.000	0.985	3.048	1.061%
		318.15	4.014	9.895	0.905	0.812	0.015	0.000	0.985	3.954	1.495%
		323.15	5.174	9.660	0.905	0.810	0.016	0.000	0.984	5.082	1.787%
		328.15	6.507	9.436	0.904	0.809	0.016	0.000	0.984	6.473	0.528%
0.0021	0.5000	333.15	8.374	9.221	0.904	0.808	0.016	0.000	0.984	8.176	2.359%
		303.15	1.761	10.543	0.907	0.816	0.025	0.000	0.975	1.774	0.737%
		308.15	2.348	10.278	0.906	0.814	0.026	0.000	0.974	2.350	0.081%
		313.15	3.081	10.025	0.906	0.813	0.027	0.000	0.973	3.079	0.053%
		318.15	4.014	9.784	0.905	0.812	0.028	0.000	0.972	3.996	0.457%
		323.15	5.174	9.554	0.905	0.810	0.028	0.000	0.972	5.137	0.723%
		328.15	6.774	9.334	0.904	0.809	0.029	0.000	0.971	6.545	3.384%
		333.15	8.907	9.124	0.904	0.808	0.029	0.000	0.971	8.269	7.168%
		303.15	1.868	10.017	0.907	0.816	0.069	0.000	0.931	1.842	1.407%
0.0064	0.5000	308.15	2.508	9.775	0.906	0.814	0.071	0.000	0.929	2.443	2.569%
		313.15	3.281	9.544	0.906	0.813	0.074	0.000	0.926	3.207	2.246%
		318.15	4.281	9.323	0.906	0.812	0.076	0.000	0.924	4.168	2.643%
		323.15	5.708	9.112	0.905	0.810	0.077	0.000	0.922	5.364	6.014%
		328.15	7.041	8.909	0.905	0.809	0.079	0.000	0.921	6.842	2.826%
		333.15	9.174	8.716	0.904	0.808	0.080	0.000	0.920	8.651	5.696%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0143	0.5000	303.15	1.974	9.173	0.908	0.816	0.132	0.000	0.868	1.946	1.468%
		308.15	2.641	8.966	0.908	0.815	0.137	0.000	0.863	2.589	1.991%
		313.15	3.492	8.768	0.907	0.813	0.141	0.000	0.859	3.406	2.460%
		318.15	4.566	8.578	0.907	0.812	0.145	0.000	0.855	4.436	2.841%
		323.15	5.910	8.395	0.907	0.810	0.149	0.000	0.851	5.721	3.196%
		328.15	7.576	8.221	0.906	0.809	0.152	0.000	0.848	7.309	3.529%
		333.15	9.625	8.053	0.906	0.808	0.154	0.000	0.846	9.255	3.841%
0.0286	0.5000	303.15	2.160	7.947	0.913	0.817	0.213	0.000	0.787	2.085	3.488%
		308.15	2.898	7.787	0.913	0.815	0.221	0.000	0.779	2.785	3.908%
		313.15	3.843	7.632	0.912	0.813	0.228	0.000	0.772	3.678	4.292%
		318.15	5.040	7.484	0.912	0.812	0.234	0.000	0.766	4.806	4.643%
0.0143	0.5000	303.15	1.974	9.173	0.908	0.816	0.132	0.000	0.868	1.946	1.468%
		308.15	2.641	8.966	0.908	0.815	0.137	0.000	0.863	2.589	1.991%
		313.15	3.492	8.768	0.907	0.813	0.141	0.000	0.859	3.406	2.460%
		318.15	4.566	8.578	0.907	0.812	0.145	0.000	0.855	4.436	2.841%
		323.15	5.910	8.395	0.907	0.810	0.149	0.000	0.851	5.721	3.196%
		328.15	7.576	8.221	0.906	0.809	0.152	0.000	0.848	7.309	3.529%
		333.15	9.625	8.053	0.906	0.808	0.154	0.000	0.846	9.255	3.841%
0.0286	0.5000	303.15	2.160	7.947	0.913	0.817	0.213	0.000	0.787	2.085	3.488%
		308.15	2.898	7.787	0.913	0.815	0.221	0.000	0.779	2.785	3.908%
		313.15	3.843	7.632	0.912	0.813	0.228	0.000	0.772	3.678	4.292%
		318.15	5.040	7.484	0.912	0.812	0.234	0.000	0.766	4.806	4.643%
		308.15	2.725	1.907	1.483	0.806	0.900	0.000	0.100	2.597	4.692%
		313.15	3.740	1.898	1.479	0.801	0.905	0.000	0.095	3.570	4.543%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.4714	0.5000	318.15	5.060	1.889	1.475	0.797	0.910	0.000	0.090	4.837	4.401%
		323.15	6.752	1.880	1.471	0.792	0.913	0.000	0.087	6.464	4.268%
		328.15	8.896	1.871	1.468	0.788	0.917	0.000	0.083	8.528	4.143%
		333.15	11.581	1.863	1.464	0.784	0.920	0.000	0.080	11.115	4.026%
		303.15	1.863	1.844	1.539	0.809	0.945	0.000	0.055	1.803	3.223%
		308.15	2.606	1.836	1.534	0.804	0.949	0.000	0.051	2.527	3.054%
		313.15	3.589	1.828	1.530	0.799	0.952	0.000	0.048	3.485	2.894%
		318.15	4.867	1.820	1.526	0.794	0.954	0.000	0.046	4.734	2.743%
		323.15	6.510	1.812	1.521	0.789	0.956	0.000	0.044	6.341	2.601%
		328.15	8.594	1.804	1.517	0.785	0.958	0.000	0.042	8.381	2.468%
		333.15	11.206	1.796	1.513	0.781	0.959	0.000	0.041	10.944	2.342%
		303.15	1.817	1.806	1.565	0.807	0.973	0.000	0.027	1.775	2.322%
0.4875	0.5000	308.15	2.547	1.798	1.560	0.802	0.974	0.000	0.026	2.492	2.154%
		313.15	3.512	1.790	1.556	0.797	0.976	0.000	0.024	3.442	1.995%
		318.15	4.770	1.783	1.551	0.792	0.977	0.000	0.023	4.682	1.844%
		323.15	6.388	1.775	1.546	0.787	0.978	0.000	0.022	6.279	1.703%
		328.15	8.441	1.767	1.542	0.783	0.979	0.000	0.021	8.309	1.569%
		333.15	11.018	1.760	1.538	0.778	0.980	0.000	0.020	10.859	1.443%
										<b>SUM</b>	<b>3.598%</b>



**E. Data Hasil Perhitungan dan Prediksi VLE Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) dengan Persamaan NRTL**

Senyawa	Konstanta Antoine				Parameter NRTL				$\alpha_{ij}$
	Eq.	A	B	C					
2-Metil-1-Propanol (1)	1	4.34504	1190.38	166.67	$b_{12}$	3789.2	$b_{21}$	3221.7	0.47
Gliserol (2)	2	10.619	4487.04	-140.2	$b_{23}$	-1100.8	$b_{32}$	1101.3	3.20
Air (3)	1	5.11564	1687.537	230.17	$b_{13}$	1947.8	$b_{31}$	10257.0	0.40

$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0016	0.3000	303.15	2.794	26.067	0.902	0.878	0.031	0.000	0.969	2.722	2.587%
		308.15	3.773	25.136	0.904	0.883	0.032	0.000	0.968	3.681	2.431%
		313.15	4.685	24.336	0.905	0.887	0.033	0.000	0.967	4.788	2.198%
		318.15	6.407	23.514	0.907	0.892	0.033	0.000	0.967	6.290	1.832%
		323.15	8.274	22.768	0.909	0.895	0.033	0.000	0.967	8.086	2.276%
		328.15	10.674	22.003	0.910	0.899	0.033	0.000	0.967	10.494	1.681%
		333.15	13.191	21.373	0.912	0.903	0.034	0.000	0.966	13.043	1.122%
0.0030	0.3000	303.15	2.682	24.850	0.908	0.876	0.055	0.000	0.945	2.649	1.247%
		308.15	3.541	24.036	0.909	0.881	0.057	0.000	0.943	3.530	0.312%
		313.15	4.578	23.246	0.911	0.885	0.058	0.000	0.942	4.676	2.132%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0090	0.3000	318.15	6.031	22.501	0.912	0.889	0.058	0.000	0.942	6.112	1.334%
		323.15	7.807	21.803	0.914	0.893	0.059	0.000	0.941	7.879	0.914%
		328.15	9.852	21.132	0.915	0.897	0.059	0.000	0.941	10.079	2.299%
		333.15	12.458	20.487	0.917	0.901	0.060	0.000	0.940	12.806	2.799%
		303.15	2.920	22.920	0.896	0.883	0.135	0.000	0.865	3.006	2.949%
		308.15	3.928	22.216	0.898	0.888	0.138	0.000	0.862	4.021	2.382%
		313.15	5.141	21.545	0.900	0.892	0.141	0.000	0.859	5.310	3.283%
		318.15	6.735	20.898	0.901	0.896	0.143	0.000	0.857	6.951	3.201%
		323.15	8.698	20.279	0.903	0.900	0.144	0.000	0.856	9.007	3.552%
		328.15	11.151	19.683	0.905	0.904	0.145	0.000	0.855	11.575	3.802%
		333.15	14.148	19.122	0.906	0.907	0.146	0.000	0.854	14.676	3.730%
		303.15	1.952	1.370	3.403	1.569	0.869	0.000	0.131	2.040	4.493%
0.6600	0.3000	308.15	2.736	1.365	3.359	1.586	0.875	0.000	0.125	2.859	4.503%
		313.15	3.770	1.360	3.316	1.602	0.879	0.000	0.121	3.949	4.746%
		318.15	5.112	1.356	3.275	1.617	0.883	0.000	0.117	5.336	4.392%
		323.15	6.826	1.352	3.234	1.632	0.887	0.000	0.113	7.171	5.055%
		328.15	9.023	1.347	3.196	1.646	0.890	0.000	0.110	9.433	4.545%
		333.15	11.778	1.339	3.120	1.671	0.890	0.000	0.108	12.316	5.112%
		303.15	1.849	1.338	3.605	1.598	0.930	0.000	0.070	1.948	5.336%
		308.15	2.617	1.333	3.559	1.616	0.933	0.000	0.067	2.726	4.171%
		313.15	3.588	1.329	3.513	1.633	0.936	0.000	0.064	3.755	4.677%
		318.15	4.868	1.324	3.469	1.649	0.938	0.000	0.062	5.097	4.713%
		323.15	6.587	1.320	3.425	1.665	0.940	0.000	0.060	6.870	4.282%
		328.15	8.641	1.316	3.383	1.679	0.942	0.000	0.058	9.029	4.499%



$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0014	0.4000	333.15	11.331	1.312	3.341	1.694	0.943	0.000	0.057	11.848	4.560%
		303.15	2.214	20.271	0.967	0.842	0.025	0.000	0.975	2.202	0.574%
		308.15	2.934	19.669	0.968	0.847	0.026	0.000	0.974	2.938	0.125%
		313.15	3.868	19.094	0.968	0.852	0.027	0.000	0.973	3.878	0.277%
		318.15	5.041	18.544	0.969	0.857	0.027	0.000	0.973	5.067	0.524%
0.0026	0.4000	323.15	6.497	18.018	0.969	0.861	0.027	0.000	0.972	6.557	0.924%
		328.15	8.347	17.515	0.970	0.866	0.028	0.000	0.972	8.406	0.709%
		333.15	10.507	17.033	0.970	0.870	0.028	0.000	0.972	10.684	1.688%
		303.15	2.233	19.921	0.967	0.842	0.045	0.000	0.955	2.244	0.485%
		308.15	2.974	19.338	0.967	0.848	0.046	0.000	0.954	2.996	0.728%
0.0077	0.4000	313.15	3.934	18.780	0.968	0.853	0.047	0.000	0.953	3.957	0.568%
		318.15	5.118	18.247	0.968	0.857	0.048	0.000	0.952	5.171	1.040%
		323.15	6.641	17.736	0.969	0.862	0.048	0.000	0.952	6.693	0.792%
		328.15	8.401	17.247	0.969	0.866	0.049	0.000	0.951	8.583	2.173%
		333.15	10.667	16.778	0.969	0.870	0.049	0.000	0.951	10.910	2.279%
0.0171	0.4000	303.15	2.321	18.476	0.965	0.846	0.116	0.000	0.884	2.413	3.978%
		308.15	3.094	17.968	0.965	0.851	0.119	0.000	0.881	3.229	4.362%
		313.15	4.081	17.480	0.966	0.856	0.121	0.000	0.879	4.273	4.694%
		318.15	5.334	17.012	0.966	0.861	0.124	0.000	0.876	5.593	4.843%
		323.15	6.961	16.562	0.967	0.865	0.125	0.000	0.875	7.247	4.107%
0.0171	0.4000	328.15	9.387	16.130	0.967	0.870	0.126	0.000	0.874	9.301	0.923%
		333.15	11.520	15.715	0.968	0.874	0.127	0.000	0.873	11.829	2.678%
		303.15	2.508	16.208	0.963	0.853	0.205	0.000	0.795	2.662	6.136%
		308.15	3.441	15.810	0.964	0.858	0.210	0.000	0.790	3.573	3.837%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.4878	0.4000	313.15	4.374	15.426	0.964	0.863	0.215	0.000	0.785	4.740	8.369%
		318.15	5.708	15.055	0.964	0.867	0.218	0.000	0.782	6.219	8.968%
		323.15	7.841	14.697	0.965	0.872	0.221	0.000	0.779	8.074	2.981%
		328.15	9.707	14.350	0.965	0.876	0.224	0.000	0.776	10.379	6.918%
		333.15	12.374	14.015	0.966	0.880	0.225	0.000	0.775	13.216	6.805%
		303.15	2.268	1.768	2.192	1.280	0.736	0.000	0.264	2.297	1.296%
		308.15	3.174	1.762	2.171	1.292	0.746	0.000	0.254	3.191	0.524%
		313.15	4.374	1.755	2.151	1.302	0.754	0.000	0.246	4.367	0.157%
		318.15	5.841	1.749	2.131	1.313	0.762	0.000	0.238	5.895	0.924%
		323.15	7.707	1.743	2.111	1.322	0.768	0.000	0.232	7.853	1.887%
0.5310	0.4000	328.15	9.974	1.737	2.092	1.331	0.774	0.000	0.226	10.333	3.601%
		333.15	13.174	1.730	2.074	1.340	0.779	0.000	0.221	13.440	2.023%
		303.15	2.001	1.660	2.403	1.318	0.818	0.000	0.182	2.113	5.584%
		308.15	2.908	1.654	2.379	1.330	0.825	0.000	0.175	2.947	1.358%
		313.15	4.108	1.648	2.356	1.342	0.832	0.000	0.168	4.048	1.447%
		318.15	5.574	1.642	2.333	1.354	0.837	0.000	0.163	5.481	1.675%
		323.15	7.441	1.636	2.311	1.364	0.842	0.000	0.158	7.321	1.610%
		328.15	9.707	1.630	2.290	1.375	0.846	0.000	0.154	9.656	0.531%
		333.15	12.587	1.624	2.268	1.384	0.849	0.000	0.150	12.584	0.020%
		303.15	1.921	1.586	2.587	1.348	0.899	0.000	0.101	1.956	1.793%
0.5657	0.4000	308.15	2.774	1.580	2.561	1.362	0.904	0.000	0.096	2.739	1.285%
		313.15	3.841	1.574	2.536	1.374	0.908	0.000	0.092	3.775	1.724%
		318.15	5.308	1.568	2.511	1.387	0.911	0.000	0.089	5.126	3.425%
		323.15	7.174	1.562	2.486	1.398	0.914	0.000	0.086	6.864	4.322%



$X_1$ (mol)	$X_2$ (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	$y_1$ (mol)	$y_2$ (mol)	$y_3$ (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0012	0.5000	328.15	9.441	1.556	2.463	1.410	0.916	0.000	0.084	9.073	3.896%
		333.15	12.320	1.550	2.439	1.420	0.918	0.000	0.082	11.847	3.841%
		303.15	1.761	16.411	1.000	0.811	0.021	0.000	0.979	1.762	0.032%
		308.15	2.348	15.972	1.000	0.817	0.022	0.000	0.978	2.352	0.192%
		313.15	3.081	15.551	1.000	0.822	0.023	0.000	0.977	3.107	0.840%
		318.15	4.014	15.148	1.000	0.827	0.023	0.000	0.977	4.062	1.185%
0.0021	0.5000	323.15	5.174	14.761	1.000	0.832	0.023	0.000	0.977	5.259	1.640%
		328.15	6.507	14.390	1.000	0.837	0.024	0.000	0.976	6.747	3.680%
		333.15	8.374	14.034	1.000	0.842	0.024	0.000	0.976	8.581	2.469%
		303.15	1.761	16.211	1.000	0.812	0.038	0.000	0.962	1.790	1.641%
		308.15	2.348	15.782	1.000	0.818	0.039	0.000	0.961	2.391	1.854%
		313.15	3.081	15.370	1.000	0.823	0.040	0.000	0.960	3.160	2.557%
0.0064	0.5000	318.15	4.014	14.976	1.000	0.828	0.041	0.000	0.959	4.132	2.943%
		323.15	5.174	14.597	1.000	0.833	0.041	0.000	0.959	5.352	3.434%
		328.15	6.774	14.234	1.000	0.838	0.042	0.000	0.958	6.867	1.377%
		333.15	8.907	13.884	1.000	0.842	0.042	0.000	0.958	8.735	1.933%
		303.15	1.868	15.369	0.999	0.815	0.102	0.000	0.898	1.907	2.098%
		308.15	2.508	14.981	0.999	0.820	0.104	0.000	0.896	2.553	1.793%
0.0143	0.5000	313.15	3.281	14.607	0.999	0.826	0.107	0.000	0.893	3.379	2.983%
		318.15	4.281	14.248	0.999	0.831	0.109	0.000	0.891	4.425	3.370%
		323.15	5.708	13.903	0.999	0.836	0.111	0.000	0.889	5.738	0.526%
		328.15	7.041	13.570	0.999	0.841	0.112	0.000	0.888	7.368	4.655%
		333.15	9.174	13.250	0.999	0.845	0.113	0.000	0.887	9.378	2.227%
		303.15	1.974	13.993	0.999	0.820	0.188	0.000	0.812	2.089	5.817%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.0286	0.5000	308.15	2.641	13.667	0.999	0.826	0.193	0.000	0.807	2.805	6.222%
		313.15	3.492	13.353	0.999	0.831	0.197	0.000	0.803	3.723	6.610%
		318.15	4.566	13.049	0.999	0.836	0.201	0.000	0.799	4.887	7.026%
		323.15	5.910	12.756	0.999	0.841	0.204	0.000	0.796	6.348	7.407%
		328.15	7.576	12.473	0.999	0.846	0.206	0.000	0.794	8.164	7.756%
		333.15	9.625	12.199	0.999	0.850	0.208	0.000	0.792	10.402	8.075%
		303.15	2.160	11.939	1.003	0.831	0.286	0.000	0.714	2.337	8.184%
		308.15	2.898	11.700	1.003	0.836	0.294	0.000	0.706	3.152	8.730%
		313.15	3.843	11.467	1.003	0.842	0.300	0.000	0.700	4.198	9.227%
		318.15	5.040	11.240	1.002	0.847	0.306	0.000	0.694	5.528	9.680%
0.4065	0.5000	323.15	6.540	11.019	1.002	0.851	0.310	0.000	0.690	7.200	10.091%
		328.15	8.402	10.805	1.002	0.856	0.314	0.000	0.686	9.281	10.462%
		333.15	10.693	10.596	1.002	0.861	0.317	0.000	0.683	11.848	10.798%
		303.15	2.062	2.092	1.812	1.141	0.787	0.000	0.213	2.118	2.673%
		308.15	2.865	2.084	1.798	1.150	0.796	0.000	0.204	2.948	2.901%
		313.15	3.920	2.076	1.785	1.159	0.803	0.000	0.197	4.042	3.122%
		318.15	5.288	2.067	1.772	1.168	0.809	0.000	0.190	5.464	3.337%
		323.15	7.038	2.059	1.760	1.176	0.815	0.000	0.185	7.288	3.544%
		328.15	9.252	2.050	1.748	1.184	0.820	0.000	0.180	9.598	3.745%
		333.15	12.020	2.041	1.736	1.191	0.824	0.000	0.176	12.494	3.939%
0.4425	0.5000	303.15	1.954	1.960	1.939	1.169	0.857	0.000	0.143	1.985	1.587%
		308.15	2.725	1.953	1.924	1.179	0.863	0.000	0.137	2.773	1.783%
		313.15	3.740	1.945	1.910	1.189	0.868	0.000	0.132	3.814	1.972%
		318.15	5.060	1.937	1.896	1.198	0.873	0.000	0.127	5.169	2.154%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.4714	0.5000	323.15	6.752	1.929	1.882	1.207	0.877	0.000	0.123	6.910	2.329%
		328.15	8.896	1.921	1.868	1.215	0.880	0.000	0.120	9.118	2.498%
		333.15	11.581	1.913	1.855	1.223	0.883	0.000	0.117	11.889	2.660%
		303.15	1.863	1.870	2.048	1.191	0.923	0.000	0.077	1.873	0.532%
		308.15	2.606	1.862	2.032	1.202	0.926	0.000	0.074	2.625	0.709%
		313.15	3.589	1.854	2.017	1.212	0.929	0.000	0.071	3.620	0.877%
0.4875	0.5000	318.15	4.867	1.847	2.001	1.222	0.932	0.000	0.068	4.918	1.037%
		323.15	6.510	1.839	1.986	1.231	0.934	0.000	0.066	6.587	1.190%
		328.15	8.594	1.831	1.971	1.240	0.936	0.000	0.064	8.708	1.335%
		333.15	11.206	1.823	1.957	1.249	0.937	0.000	0.063	11.371	1.473%
		303.15	1.817	1.826	2.109	1.203	0.960	0.000	0.040	1.817	0.027%
		308.15	2.547	1.818	2.093	1.214	0.962	0.000	0.038	2.552	0.196%
		313.15	3.512	1.810	2.076	1.225	0.964	0.000	0.036	3.525	0.356%
		318.15	4.770	1.803	2.060	1.235	0.965	0.000	0.035	4.794	0.507%
		323.15	6.388	1.795	2.044	1.245	0.966	0.000	0.034	6.429	0.649%
		328.15	8.441	1.788	2.029	1.254	0.967	0.000	0.033	8.507	0.783%
		333.15	11.018	1.780	2.014	1.263	0.968	0.000	0.032	11.118	0.909%
SUM											3.040%



**F. Data Hasil Perhitungan dan Prediksi VLE Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol (1)+Gliserol(2)+Air(3) dengan Persamaan UNIQUAC**

Senyawa		Konstanta Antoine				Parameter UNIQUAC			
		Eq.	A	B	C				
2-Metil-1-Propanol (1)	2	10.619	4487.04	-140.2	$\Delta u_{12}$	930.1	$\Delta u_{21}$	365.4	
	1	4.34504	1190.38	166.67	$\Delta u_{23}$	-1428.5	$\Delta u_{32}$	1586.8	
Air (3)	1	5.11564	1687.537	230.17	$\Delta u_{13}$	1221.5	$\Delta u_{31}$	1507.6	

X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	T	P exp	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	y <sub>1</sub>	y <sub>2</sub>	y <sub>3</sub>	P calc	Error %
( mol )	(mol)	(K)	(kPa)				(mol )	( mol )	( mol )	( kPa )	
0.0016	0.3000	303.15	2.794	12.811	0.748	0.897	0.015	0.000	0.985	2.736	2.093%
		308.15	3.773	12.391	0.750	0.900	0.016	0.000	0.984	3.689	2.234%
		313.15	4.685	12.033	0.752	0.902	0.016	0.000	0.984	4.785	2.145%
		318.15	6.407	11.669	0.754	0.904	0.016	0.000	0.984	6.271	2.129%
		323.15	8.274	11.340	0.756	0.906	0.017	0.000	0.983	8.043	2.786%
		328.15	10.674	11.005	0.757	0.908	0.017	0.000	0.983	10.417	2.406%
0.0030	0.3000	333.15	13.191	10.731	0.759	0.910	0.017	0.000	0.983	12.924	2.022%
		303.15	2.682	12.776	0.776	0.919	0.028	0.000	0.972	2.700	0.660%
		308.15	3.541	12.383	0.778	0.921	0.029	0.000	0.971	3.587	1.291%
		313.15	4.578	12.006	0.780	0.923	0.029	0.000	0.971	4.737	3.470%
		318.15	6.031	11.654	0.782	0.926	0.030	0.000	0.970	6.176	2.393%
		323.15	7.807	11.326	0.783	0.928	0.030	0.000	0.970	7.942	1.730%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0090	0.3000	328.15	9.852	11.014	0.785	0.930	0.031	0.000	0.969	10.139	2.909%
		333.15	12.458	10.716	0.786	0.932	0.031	0.000	0.969	12.858	3.214%
		303.15	2.920	12.073	0.742	0.901	0.074	0.000	0.926	2.867	1.812%
		308.15	3.928	11.704	0.744	0.903	0.076	0.000	0.924	3.820	2.745%
		313.15	5.141	11.358	0.746	0.906	0.078	0.000	0.922	5.026	2.234%
		318.15	6.735	11.028	0.748	0.908	0.080	0.000	0.920	6.559	2.613%
0.6600	0.3000	323.15	8.698	10.717	0.749	0.910	0.081	0.000	0.919	8.477	2.541%
		328.15	11.151	10.421	0.751	0.912	0.082	0.000	0.918	10.869	2.528%
		333.15	14.148	10.145	0.753	0.913	0.083	0.000	0.917	13.755	2.779%
		303.15	1.952	1.358	2.327	1.444	0.877	0.000	0.123	2.003	2.601%
		308.15	2.736	1.351	2.299	1.440	0.884	0.000	0.116	2.801	2.369%
		313.15	3.770	1.345	2.272	1.436	0.889	0.000	0.111	3.860	2.388%
0.6825	0.2977	318.15	5.112	1.339	2.247	1.432	0.894	0.000	0.106	5.206	1.848%
		323.15	6.826	1.333	2.222	1.428	0.898	0.000	0.102	6.984	2.310%
		328.15	9.023	1.328	2.199	1.423	0.902	0.000	0.098	9.172	1.650%
		333.15	11.778	1.323	2.177	1.419	0.905	0.000	0.095	11.957	1.526%
		303.15	1.849	1.320	2.470	1.471	0.934	0.000	0.066	1.914	3.487%
		308.15	2.617	1.315	2.439	1.466	0.938	0.000	0.062	2.674	2.186%
0.0014	0.4000	313.15	3.588	1.309	2.409	1.462	0.941	0.000	0.059	3.679	2.541%
		318.15	4.868	1.304	2.380	1.457	0.944	0.000	0.056	4.987	2.449%
		323.15	6.587	1.299	2.352	1.453	0.946	0.000	0.054	6.713	1.910%
		328.15	8.641	1.294	2.327	1.448	0.948	0.000	0.052	8.815	2.018%
		333.15	11.331	1.289	2.301	1.443	0.950	0.000	0.050	11.555	1.980%
		303.15	2.214	10.500	0.834	0.847	0.013	0.000	0.987	2.190	1.122%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0026	0.4000	308.15	2.934	10.195	0.835	0.850	0.014	0.000	0.986	2.913	0.746%
		313.15	3.868	9.906	0.836	0.853	0.014	0.000	0.986	3.833	0.896%
		318.15	5.041	9.634	0.837	0.855	0.014	0.000	0.986	4.994	0.933%
		323.15	6.497	9.376	0.838	0.858	0.015	0.000	0.985	6.445	0.803%
		328.15	8.347	9.131	0.839	0.860	0.015	0.000	0.985	8.242	1.259%
		333.15	10.507	8.899	0.840	0.862	0.015	0.000	0.985	10.451	0.532%
		303.15	2.233	10.419	0.833	0.848	0.024	0.000	0.976	2.210	1.031%
		308.15	2.974	10.117	0.834	0.851	0.025	0.000	0.975	2.941	1.132%
		313.15	3.934	9.832	0.835	0.853	0.025	0.000	0.975	3.871	1.604%
		318.15	5.118	9.562	0.836	0.856	0.026	0.000	0.974	5.045	1.434%
		323.15	6.641	9.307	0.837	0.858	0.026	0.000	0.974	6.512	1.944%
		328.15	8.401	9.065	0.838	0.860	0.026	0.000	0.974	8.329	0.851%
		333.15	10.667	8.835	0.839	0.863	0.027	0.000	0.973	10.563	0.979%
		303.15	2.321	10.071	0.830	0.850	0.066	0.000	0.934	2.297	1.057%
		308.15	3.094	9.784	0.832	0.853	0.068	0.000	0.932	3.060	1.114%
0.0077	0.4000	313.15	4.081	9.512	0.833	0.855	0.070	0.000	0.930	4.033	1.181%
		318.15	5.334	9.254	0.834	0.858	0.071	0.000	0.929	5.260	1.382%
		323.15	6.961	9.011	0.835	0.860	0.073	0.000	0.927	6.795	2.376%
		328.15	9.387	8.780	0.836	0.862	0.074	0.000	0.926	8.697	7.349%
		333.15	11.520	8.560	0.837	0.865	0.074	0.000	0.926	11.035	4.215%
		303.15	2.508	9.478	0.826	0.854	0.131	0.000	0.869	2.438	2.765%
		308.15	3.441	9.214	0.828	0.857	0.134	0.000	0.866	3.256	5.383%
		313.15	4.374	8.964	0.829	0.859	0.138	0.000	0.862	4.299	1.727%
		318.15	5.708	8.728	0.830	0.862	0.140	0.000	0.860	5.616	1.604%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$\gamma_3$	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.4878	0.4000	323.15	7.841	8.504	0.831	0.864	0.142	0.000	0.858	7.264	7.360%
		328.15	9.707	8.291	0.832	0.866	0.144	0.000	0.856	9.306	4.132%
		333.15	12.374	8.089	0.833	0.868	0.146	0.000	0.854	11.816	4.504%
		303.15	2.268	1.831	1.503	1.137	0.765	0.000	0.235	2.289	0.955%
		308.15	3.174	1.815	1.495	1.136	0.775	0.000	0.225	3.166	0.269%
		313.15	4.374	1.800	1.486	1.136	0.783	0.000	0.217	4.314	1.376%
0.5310	0.4000	318.15	5.841	1.785	1.478	1.136	0.791	0.000	0.209	5.798	0.726%
		323.15	7.707	1.771	1.470	1.135	0.797	0.000	0.203	7.693	0.181%
		328.15	9.974	1.757	1.462	1.135	0.803	0.000	0.197	10.084	1.108%
		333.15	13.174	1.744	1.455	1.134	0.807	0.000	0.193	13.068	0.800%
		303.15	2.001	1.698	1.643	1.166	0.838	0.000	0.162	2.108	5.356%
		308.15	2.908	1.685	1.632	1.166	0.846	0.000	0.154	2.929	0.739%
0.5657	0.4000	313.15	4.108	1.672	1.621	1.165	0.852	0.000	0.148	4.008	2.417%
		318.15	5.574	1.660	1.610	1.164	0.858	0.000	0.142	5.408	2.989%
		323.15	7.441	1.648	1.600	1.164	0.863	0.000	0.137	7.199	3.254%
		328.15	9.707	1.637	1.590	1.163	0.867	0.000	0.133	9.464	2.509%
		333.15	12.587	1.626	1.580	1.162	0.871	0.000	0.129	12.296	2.309%
		303.15	1.921	1.606	1.767	1.190	0.911	0.000	0.089	1.955	1.773%
		308.15	2.774	1.595	1.753	1.189	0.916	0.000	0.084	2.729	1.633%
		313.15	3.841	1.584	1.739	1.188	0.920	0.000	0.080	3.750	2.377%
		318.15	5.308	1.573	1.726	1.187	0.923	0.000	0.077	5.077	4.351%
		323.15	7.174	1.563	1.714	1.186	0.926	0.000	0.074	6.779	5.502%
		328.15	9.441	1.553	1.702	1.185	0.928	0.000	0.072	8.937	5.330%
		333.15	12.320	1.544	1.690	1.184	0.930	0.000	0.070	11.641	5.511%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0012	0.5000	303.15	1.761	9.011	0.896	0.799	0.012	0.000	0.988	1.719	2.403%
		308.15	2.348	8.763	0.897	0.802	0.012	0.000	0.988	2.287	2.571%
		313.15	3.081	8.529	0.898	0.805	0.013	0.000	0.987	3.012	2.249%
		318.15	4.014	8.307	0.898	0.808	0.013	0.000	0.987	3.926	2.207%
		323.15	5.174	8.096	0.899	0.810	0.013	0.000	0.987	5.068	2.044%
		328.15	6.507	7.896	0.899	0.813	0.014	0.000	0.986	6.485	0.346%
		333.15	8.374	7.707	0.900	0.815	0.014	0.000	0.986	8.226	1.761%
0.0021	0.5000	303.15	1.761	8.963	0.896	0.800	0.022	0.000	0.978	1.733	1.594%
		308.15	2.348	8.717	0.897	0.803	0.022	0.000	0.978	2.307	1.733%
		313.15	3.081	8.484	0.897	0.805	0.023	0.000	0.977	3.039	1.381%
		318.15	4.014	8.264	0.898	0.808	0.024	0.000	0.976	3.961	1.316%
		323.15	5.174	8.055	0.898	0.811	0.024	0.000	0.976	5.116	1.134%
		328.15	6.774	7.856	0.899	0.813	0.024	0.000	0.976	6.546	3.365%
		333.15	8.907	7.668	0.899	0.816	0.025	0.000	0.975	8.305	6.760%
0.0064	0.5000	303.15	1.868	8.753	0.895	0.801	0.061	0.000	0.939	1.794	3.947%
		308.15	2.508	8.515	0.895	0.804	0.063	0.000	0.937	2.391	4.640%
		313.15	3.281	8.290	0.896	0.807	0.065	0.000	0.935	3.153	3.900%
		318.15	4.281	8.077	0.896	0.809	0.066	0.000	0.934	4.115	3.883%
		323.15	5.708	7.875	0.897	0.812	0.068	0.000	0.932	5.318	6.832%
		328.15	7.041	7.683	0.898	0.815	0.068	0.000	0.932	6.809	3.292%
		333.15	9.174	7.500	0.898	0.817	0.069	0.000	0.931	8.643	5.792%
0.0143	0.5000	303.15	1.974	8.387	0.893	0.804	0.124	0.000	0.876	1.897	3.911%
		308.15	2.641	8.163	0.893	0.806	0.127	0.000	0.873	2.534	4.046%
		313.15	3.492	7.951	0.894	0.809	0.131	0.000	0.869	3.347	4.150%



X <sub>1</sub> (mol)	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol)	y <sub>2</sub> (mol)	y <sub>3</sub> (mol)	P calc (kPa)	Error %
0.0286	0.5000	318.15	4.566	7.751	0.894	0.812	0.133	0.000	0.867	4.375	4.186%
		323.15	5.910	7.560	0.895	0.815	0.135	0.000	0.865	5.661	4.211%
		328.15	7.576	7.379	0.896	0.817	0.137	0.000	0.863	7.256	4.227%
		333.15	9.625	7.207	0.896	0.819	0.139	0.000	0.861	9.217	4.234%
		303.15	2.160	7.778	0.890	0.808	0.212	0.000	0.788	2.059	4.695%
		308.15	2.898	7.578	0.891	0.811	0.217	0.000	0.783	2.759	4.822%
		313.15	3.843	7.387	0.892	0.814	0.222	0.000	0.778	3.654	4.936%
0.4065	0.5000	318.15	5.040	7.207	0.892	0.817	0.226	0.000	0.774	4.786	5.037%
		323.15	6.540	7.036	0.893	0.819	0.230	0.000	0.770	6.205	5.125%
		328.15	8.402	6.873	0.893	0.822	0.233	0.000	0.767	7.965	5.199%
		333.15	10.693	6.718	0.894	0.824	0.235	0.000	0.765	10.131	5.261%
		303.15	2.062	2.201	1.294	0.980	0.819	0.000	0.181	2.141	3.804%
		308.15	2.865	2.176	1.289	0.981	0.827	0.000	0.173	2.964	3.451%
		313.15	3.920	2.153	1.284	0.982	0.833	0.000	0.167	4.042	3.108%
0.4425	0.5000	318.15	5.288	2.130	1.280	0.983	0.839	0.000	0.161	5.434	2.777%
		323.15	7.038	2.108	1.275	0.984	0.843	0.000	0.157	7.211	2.459%
		328.15	9.252	2.087	1.271	0.985	0.848	0.000	0.152	9.451	2.153%
		333.15	12.020	2.067	1.267	0.986	0.851	0.000	0.149	12.244	1.861%
		303.15	1.954	2.046	1.371	0.998	0.880	0.000	0.120	2.018	3.263%
		308.15	2.725	2.025	1.365	0.999	0.885	0.000	0.115	2.804	2.909%
		313.15	3.740	2.005	1.359	1.000	0.890	0.000	0.110	3.836	2.570%
		318.15	5.060	1.985	1.354	1.001	0.894	0.000	0.106	5.174	2.247%
		323.15	6.752	1.966	1.348	1.002	0.897	0.000	0.103	6.883	1.939%
		328.15	8.896	1.948	1.343	1.003	0.900	0.000	0.100	9.043	1.645%



X <sub>1</sub> ( mol )	X <sub>2</sub> (mol)	T (K)	P exp (kPa)	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	γ <sub>3</sub>	y <sub>1</sub> (mol )	y <sub>2</sub> ( mol )	y <sub>3</sub> ( mol )	P calc ( kPa )	Error %
0.4714	0.5000	333.15	11.581	1.931	1.338	1.003	0.903	0.000	0.097	11.739	1.366%
		303.15	1.863	1.936	1.439	1.013	0.936	0.000	0.064	1.913	2.691%
		308.15	2.606	1.918	1.432	1.014	0.939	0.000	0.061	2.668	2.345%
		313.15	3.589	1.900	1.425	1.015	0.941	0.000	0.059	3.661	2.017%
		318.15	4.867	1.882	1.418	1.016	0.944	0.000	0.056	4.950	1.706%
		323.15	6.510	1.866	1.412	1.016	0.946	0.000	0.054	6.602	1.411%
		328.15	8.594	1.850	1.406	1.017	0.947	0.000	0.053	8.691	1.133%
0.4875	0.5000	333.15	11.206	1.834	1.399	1.017	0.949	0.000	0.051	11.304	0.870%
		303.15	1.817	1.880	1.475	1.020	0.967	0.000	0.033	1.859	2.295%
		308.15	2.547	1.863	1.467	1.021	0.969	0.000	0.031	2.597	1.957%
		313.15	3.512	1.846	1.460	1.022	0.970	0.000	0.030	3.570	1.638%
		318.15	4.770	1.830	1.452	1.023	0.971	0.000	0.029	4.834	1.337%
		323.15	6.388	1.814	1.445	1.023	0.972	0.000	0.028	6.455	1.054%
		328.15	8.441	1.799	1.438	1.024	0.973	0.000	0.027	8.508	0.786%
		333.15	11.018	1.784	1.432	1.024	0.974	0.000	0.026	11.077	0.533%
										<b>SUM</b>	<b>2.576%</b>



No	Formula	Nama	Eq.	A/VP A	B/VP B	C/ VP C	VP D	Tc, K	Pc, bar
1	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	1-butanol	( a )	4.64930	1395.140	182.739	-	563.05	44.23
			(b <sub>1</sub> )	-8.00756	0.53783	-9.34240	6.68692		
			( c )	6.958	1558.190	196.881	-		
2	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	2-metil-1-propanol	( a )	4.34504	1190.380	166.670	-	547.78	43.00
			(b <sub>2</sub> )	10.2510	2874.73	-100.3	-		
			( c )	7.639	1950.190	196.881	-		
3	H <sub>2</sub> O	Air	( a )	5.11564	1687.537	230.17	-	373.15	647.14
			(b <sub>2</sub> )	-7.76451	1.45838	-2.7758	-1.23303		
			( c )	7.1962	1730.630	233.426	-		

Eq. (a)  $\log_{10}(P_{vp}) = A - [B/(T + C - 273.15)]$ , Pvp dalam satuan bar dan T dalam satuan K (Poling et al., 2001)

Eq. (b<sub>1</sub>)  $\ln(P_{vp}/P_c) = (1-x)^{-1}[(VPA)x + (VPB)x^{1.5} + (VPC)x^3 + (VPD)x^6]$ , Pvp dalam satuan bar dan T dalam satuan K

$x = 1 - T/T_c$  (Reid et al., 1987)

Eq. (b<sub>2</sub>)  $\ln P_{vp} = VPA - (VPB)/[T + (VPC)]$ , Pvp dalam satuan bar dan T dalam satuan K (Reid et al., 1987)

Eq. (c)  $\log P_{vp} = A - [B/(T + C)]$ , Pvp dalam satuan kPa dan T dalam satuan °C (Fischer dan Gmehling, 1994)



**G. Data Perbandingan Tekanan Uap Murni Eksperimen dan Perhitungan untuk Senyawa Murni (1-Butanol)**

X1 (mol)	X2 (mol)	T (°C)	P Exp kPa	P clc Poling <sup>(a)</sup> kPa	error	P clc Reid <sup>(b)</sup> kPa	error	P clc Jurnal <sup>(c)</sup> kPa	error
1.0000	0.0000	31.50	1.376	1.372	0.31%	1.427	3.73%	1.365	0.77%
		36.35	1.919	1.912	0.37%	1.968	2.59%	1.893	1.34%
		40.08	2.448	2.443	0.18%	2.500	2.13%	2.411	1.48%
		45.90	3.528	3.527	0.03%	3.580	1.49%	3.467	1.73%
		46.82	3.728	3.731	0.09%	3.784	1.50%	3.666	1.67%
		48.10	4.016	4.032	0.41%	4.084	1.69%	3.959	1.42%
		49.33	4.341	4.341	0.01%	4.391	1.15%	4.259	1.88%
		50.20	4.581	4.571	0.22%	4.620	0.86%	4.483	2.13%
		51.21	4.848	4.851	0.08%	4.900	1.08%	4.756	1.88%
		52.71	5.301	5.295	0.11%	5.342	0.77%	5.188	2.12%
		54.28	5.807	5.796	0.20%	5.840	0.57%	5.676	2.26%
		55.21	6.101	6.111	0.17%	6.155	0.88%	5.983	1.93%
		56.51	6.581	6.576	0.07%	6.618	0.57%	6.437	2.19%
		57.16	6.821	6.820	0.01%	6.861	0.59%	6.674	2.15%
		58.99	7.541	7.547	0.09%	7.586	0.60%	7.383	2.09%
		60.19	8.047	8.059	0.15%	8.096	0.61%	7.883	2.04%
		61.23	8.527	8.527	0.01%	8.562	0.41%	8.339	2.21%
		63.83	9.807	9.797	0.10%	9.829	0.22%	9.579	2.33%
		64.38	10.074	10.085	0.11%	10.117	0.42%	9.860	2.12%
		65.07	10.482	10.457	0.24%	10.487	0.05%	10.223	2.46%
		66.60	11.274	11.323	0.43%	11.352	0.69%	11.070	1.81%
		67.76	12.020	12.019	0.01%	12.046	0.22%	11.751	2.24%
		70.11	13.540	13.540	0.00%	13.566	0.19%	13.240	2.22%
		71.04	14.207	14.185	0.15%	14.211	0.03%	13.872	2.36%
		72.36	15.140	15.146	0.04%	15.170	0.20%	14.813	2.16%



X1 (mol)	X2 (mol)	T (°C)	P Exp kPa	P clc Poling <sup>(a)</sup> kPa	error	P clc Reid <sup>(b)</sup> kPa	error	P clc Jurnal <sup>(c)</sup> kPa	error
		72.36	15.140	15.146	0.04%	15.170	0.20%	14.813	2.16%
		73.41	15.940	15.948	0.05%	15.972	0.20%	15.601	2.13%
		74.80	17.007	17.065	0.34%	17.089	0.49%	16.697	1.82%
<b>AAD</b>					<b>0.14%</b>		<b>0.86%</b>		<b>1.97%</b>



### H. Data Perbandingan Tekanan Uap Murni Eksperimen dan Perhitungan untuk Senyawa Murni (2-Metil-1-Propanol)

X1 (mol)	X2 (mol)	T (°C)	P Exp kPa	P clc Poling <sup>(a)</sup> kPa	error	P clc Reid <sup>(b2)</sup> kPa	error	P clc Jurnal <sup>(c)</sup> kPa	error
1.000	0.000	40.00	3.834	3.848	0.36%	3.86	0.63%	3.98	3.74%
		42.72	4.554	4.571	0.38%	4.58	0.46%	4.66	2.24%
		43.89	4.901	4.916	0.31%	4.92	0.33%	4.98	1.58%
		45.00	5.274	5.264	0.20%	5.26	0.26%	5.30	0.51%
		46.87	5.887	5.896	0.14%	5.89	0.03%	5.89	0.01%
		47.89	6.261	6.267	0.09%	6.25	0.13%	6.23	0.49%
		48.26	6.394	6.406	0.19%	6.39	0.06%	6.36	0.56%
		49.93	7.034	7.068	0.48%	7.04	0.15%	6.97	0.94%
		50.01	7.087	7.101	0.19%	7.08	0.14%	7.00	1.25%
		51.94	7.914	7.940	0.33%	7.91	0.10%	7.77	1.83%
		52.13	8.021	8.027	0.08%	7.99	0.36%	7.85	2.14%
		53.19	8.527	8.527	0.01%	8.49	0.49%	8.31	2.59%
		54.34	9.081	9.098	0.19%	9.05	0.34%	8.83	2.76%
		55.03	9.454	9.456	0.02%	9.40	0.53%	9.16	3.14%
		56.20	10.040	10.090	0.50%	10.03	0.11%	9.74	3.03%
		60.10	12.440	12.467	0.21%	12.37	0.53%	11.90	4.32%
<b>AAD</b>					<b>0.23%</b>		<b>0.29%</b>		<b>1.95%</b>



**I. Data Perbandingan Tekanan Uap Murni Eksperimen dan Perhitungan untuk Senyawa Murni (Air)**

X1 (mol)	X2 (mol)	T (°C)	P Exp kPa	P clc Poling <sup>(a)</sup> kPa	error	P clc Reid <sup>(bi)</sup> kPa	error	P clc Jurnal <sup>(c)</sup> kPa	error
1.000	0.000	27.04	3.574	3.587	0.35%	3.578	0.10%	3.563	0.31%
		27.30	3.654	3.642	0.34%	3.633	0.58%	3.618	1.00%
		29.11	4.068	4.047	0.52%	4.036	0.77%	4.020	1.17%
		31.01	4.540	4.513	0.59%	4.501	0.85%	4.483	1.24%
		33.02	5.081	5.056	0.50%	5.043	0.75%	5.023	1.14%
		35.20	5.721	5.708	0.23%	5.693	0.49%	5.671	0.87%
		38.01	6.667	6.654	0.20%	6.638	0.45%	6.613	0.82%
		40.04	7.427	7.419	0.11%	7.402	0.34%	7.374	0.72%
		42.02	8.254	8.237	0.20%	8.219	0.42%	8.188	0.80%
		44.06	9.187	9.160	0.29%	9.141	0.50%	9.107	0.87%
		46.07	10.174	10.155	0.18%	10.136	0.38%	10.098	0.75%
		48.01	11.240	11.202	0.34%	11.182	0.52%	11.141	0.89%
		50.05	12.414	12.401	0.10%	12.381	0.26%	12.336	0.63%
		52.02	13.680	13.661	0.14%	13.643	0.27%	13.593	0.64%
		54.07	15.107	15.088	0.13%	15.070	0.24%	15.015	0.61%
		56.02	16.600	16.561	0.24%	16.545	0.33%	16.485	0.69%
		58.08	18.333	18.248	0.46%	18.235	0.53%	18.169	0.89%
		60.02	20.066	19.969	0.48%	19.959	0.53%	19.888	0.89%
<b>AAD</b>					<b>0.30%</b>		<b>0.46%</b>		<b>0.83%</b>



# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Biodiesel merupakan bahan bakar yang terdiri dari campuran mono-alkyl ester dari rantai panjang asam lemak yang dipakai sebagai alternatif pada bahan bakar mesin diesel. Biodiesel memiliki karakter yang lebih baik dari pada solar, yakni terbarukan, biodegradable, non-toxic dan bebas dari sulfur serta aromatik sehingga lebih ramah lingkungan terkait dengan emisi yang dikeluarkan. Ada lebih dari 350 jenis tanaman yang teridentifikasi dapat menghasilkan bahan baku proses biodiesel, diantaranya palm oil, coconut oil, sunflower, safflower, soybean, cottonseed, rapeseed, dan peanut yang memiliki potensi untuk dijadikan sebagai bahan pembuatan biodiesel (Demirbas, 2005).

Biodiesel sebagai salah satu jenis biofuel dapat menghilangkan ketergantungan negara-negara terhadap minyak bumi yang sifatnya tidak dapat diperbaharui. Selain itu, biofuel juga mempunyai kualitas nilai oktan yang lebih tinggi dan pembakaran yang lebih sempurna sehingga dapat menghemat penggunaan bahan bakar. Kelebihan yang lain adalah ketersediaan bahan baku yang terjamin karena berasal dari sumber daya alam yang dapat diperbaharui (renewable).

Ada empat metode utama untuk memproduksi biodiesel, yakni dengan cara blending, microemulsion, pyrolysis dan transesterifikasi. Metode yang paling banyak digunakan dalam pembuatan biodiesel saat ini adalah transesterifikasi trigliserida dengan menggunakan alkohol dan bantuan katalis. Alkohol yang biasa digunakan adalah metanol, etanol, propanol, butanol dan amil alkohol (Koh dan Mohd. Ghazi, 2011). Secara sederhana, proses transterifikasi merupakan proses dimana asam lemak direaksikan dengan alkohol menghasilkan ester dan produk samping berupa gliserol yang juga bernilai ekonomis cukup tinggi (Keera et al., 2011).



Produk dari proses transesterifikasi industri biodiesel menghasilkan gliserol sebanyak 10-15% dari kapasitas produksinya dengan tingkat kemurnian gliserol umumnya berkadar 40-50% karena masih mengandung komponen air dan bahan pengotor lainnya. Proses kimia yang sering melibatkan pemurnian dan recovery produk, produk samping, serta bahan baku yang tidak bereaksi sebagian besar menggunakan proses distilasi (Ognisty, 1995). Keuntungan dari proses distilasi adalah sebagai berikut: konsentrasi umpan tidak terbatas dan mampu menghasilkan produk dengan kemurnian yang tinggi. Karena keunggulan ini dibandingkan dengan proses pemisahan lainnya, distilasi digunakan di sekitar 90% kasus untuk pemisahan campuran cairan biner dan multikomponen (Gmehling et al., 1994).

Dalam perancangan proses distilasi, diperlukan adanya data kesetimbangan uap-cair (Vapor-Liquid Equilibrium / VLE) antara komponen – komponennya. Data VLE tersebut akan menentukan desain kolom distilasi, seperti jumlah stage, jumlah tray, dan tinggi kolom distilasi. Nilai optimal dari interaksi parameter biner model termodinamika, seperti persamaan keadaan atau model koefisien aktivitas, biasanya ditentukan dengan mengkorelasikan data VLE hasil eksperimen dengan model termodinamika yang dipilih.

Beberapa penelitian terdahulu mengenai sistem biner adalah (Dulitskaya, 1945) meneliti mengenai kesetimbangan uap - cair sistem biner gliserol + air pada suhu 50oC. (Fischer dan Gmehling, 1994) meneliti mengenai kesetimbangan uap-cair sistem biner butanol + air pada suhu 50oC. (Shimoyama et al., 2009) melakukan pengukuran dan penghitungan kesetimbangan uap cair untuk sistem biner metanol+gliserol dan etanol+gliserol menggunakan flow method pada range suhu 493-573 K. (Oliveira et al., 2009) meneliti kesetimbangan uap-cair untuk sistem biner gliserol + air, gliserol + metanol, gliserol + etanol, gliserol + 1-propanol, gliserol + 2-propanol, dan gliserol + 1-butanol. (Soujanya et al., 2010) melakukan eksperimen kesetimbangan uap cair untuk sistem biner methanol + air pada tekanan atmosfer 95.3 kPa dan pada tekanan (15.19, 29.38, 42.66, 56.03, dan 67.38) kPa, sistem air + gliserol pada tekanan (14.19, 29.38, 41.54, 54.72, 63.84, dan 95.3) kPa dan sistem methanol + gliserol pada tekanan (32.02 dan 45.3) kPa menggunakan Sweitoslawsky ebulliometer. (Coelho et al., 2011) meneliti tentang



kesetimbangan uap cair untuk sistem biner air + gliserol dan etanol + gliserol, etil stearat, dan etil palmitat pada tekanan rendah menggunakan ebulliometer tipe Othmer pada range tekanan 14 kPa sampai 96 kPa. (Mustain et al., 2013) melakukan pengukuran kesetimbangan uap-cair sistem biner methanol + gliserol dan 1-propanol + gliserol pada kondisi isothermal pada range suhu 40oC – 90oC secara eksperimen menggunakan Ebulliometer tipe Othmer yang telah dimodifikasi. (Wibawa et al., 2015) melakukan eksperimen menggunakan ebulliometer yang telah dimodifikasi untuk mencari kesetimbangan uap-cair (VLE) dari sistem biner etanol + gliserol dan 2-propanol + gliserol pada suhu 323.15 K, 333.15 K, 343.15 K. (Zaoui-Djelloul-Daouadji et al., 2014) meneliti kesetimbangan uap-cair dan fungsi excess Gibbs free energy untuk sistem biner etanol + gliserol dan air + gliserol pada temperatur berbeda. (Setiawati. et al., 2014) meneliti kesetimbangan uap-cair pada kondisi isothermal untuk sistem 1-butanol gliserol dan 2-metil-1-propanol + gliserol

Sedangkan penelitian terdahulu mengenai sistem terner adalah (Soujanya et al., 2010) melakukan eksperimen kesetimbangan uap-cair untuk sistem terner metanol + gliserol + air pada tekanan 96 kPa. (Souza et al., 2013) melakukan penelitian serta prediksi kesetimbangan uap – cair untuk sistem ( air + etanol + gliserol ) pada tekanan atmosferik. (Parsons et al., 2001) melakukan eksperimen mengenai tekanan uap sistem 1-propanol + gliserol + air pada suhu 25oC. (Verhoeve dan Lauwers, 1969) melakukan eksperimen kesetimbangan uap-cair untuk sistem 2-propanol + gliserol + air pada tekanan atmosferik. (Wardani dan Ellena, 2013) melakukan pengukuran kesetimbangan uap-cair sistem biner 2-butanol + gliserol + air pada range suhu 313.15 K sampai 333.15 K. (Mustain et al., 2014) melakukan pengukuran kesetimbangan uap-cair isothermal sistem terner tert-butanol + gliserol + air.

Berdasarkan penelitian – penelitian yang telah dilakukan sebelumnya, sebagian besar meneliti campuran alkohol rantai pendek (metanol, etanol, dan propanol) saja, sedangkan penelitian untuk sistem terner 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air belum pernah dilakukan.



## **1.2 Perumusan Masalah**

Berdasarkan uraian di atas dijelaskan bahwa dalam pemurnian dan pemisahan biodiesel diperlukan data kesetimbangan uap-cair antara komponen-komponen yang ada. Berdasarkan penelitian sebelumnya, diketahui telah dilakukan beberapa penelitian data kesetimbangan, antara lain data kesetimbangan sistem ternar metanol + gliserol + air, etanol + gliserol + air, 1-propanol + gliserol + air, dan 2-propanol + gliserol + air serta tert-butanol + gliserol + air sementara untuk data kesetimbangan uap-cair sistem ternar 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air belum dilakukan. Oleh karena itu, penelitian ini diharapkan mampu menghasilkan data kesetimbangan sistem ternar 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air.

## **1.3 Tujuan Penelitian**

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair sistem ternar 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air dengan menggunakan peralatan ebuliometer statis sederhana yang telah dikembangkan di Laboratorium Termodinamika (Oktavian et al., 2013) dan (Wibawa et al., 2015). Hasil eksperimen yang didapat akan dibandingkan dengan hasil prediksi menggunakan parameter biner pada model Persamaan Wilson (Wilson, 1964), nonrandom two-liquid (NRTL) (Renon dan Prausnitz, 1968), dan universal-quasi chemical (UNIQUAC) (Abrams dan Prausnitz, 1975). Serta melakukan observasi performa model UNIQUAC Functional-group Activity Coefficient (UNIFAC) (Fredenslund et al., 1975) dalam memprediksi data kesetimbangan untuk kedua sistem tersebut.

## **1.4 Manfaat Penelitian**

Data kesetimbangan uap-cair sistem ternar 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air yang didapatkan dalam penelitian ini dapat digunakan sebagai dasar perancangan proses distilasi untuk meningkatkan efisiensi dari pemisahan alkohol, gliserol, dan air seperti yang telah dilakukan oleh (Yong et al., 2001).



## BAB 2

### TINJAUAN PUSTAKA

Penelitian ini dilakukan berdasarkan beberapa penelitian sebelumnya tentang kesetimbangan uap-cair dalam pemurnian biodiesel yang telah dilakukan antara lain :

1. Dulitskaya (1945) meneliti mengenai kesetimbangan uap-cair sistem biner gliserol + air pada suhu  $50^{\circ}\text{C}$ . Hasil eksperimen yang didapatkan dikorelasikan dengan menggunakan persamaan Margules, Van Laar, Wilson, NRTL, dan UNIQUAC.
2. Fischer dan Gmehling (1994) meneliti mengenai kesetimbangan uap-cair sistem biner alkohol + air pada suhu  $50^{\circ}\text{C}$ . Penelitian ini mendapatkan data kesetimbangan biner untuk 4 alkohol yakni 1-butanol, 2-butanol, 1-metil-1-propanol, dan tert-butanol serta mengkorelasikannya dengan persamaan *nonrandom two-liquid* (NRTL) dan *Universal Quasi-Chemical* (UNIQUAC).
3. Shimoyama *et al.* (2009) melakukan pengukuran dan penghitungan kesetimbangan uap cair untuk sistem biner methanol+gliserol dan etanol+gliserol menggunakan *flow method* pada range suhu 493-573 K. Tekanan operasi untuk sistem metanol+gliserol adalah 3.03-11.02 MPa dan untuk sistem etanol+gliserol adalah pada 2.27-8.78 MPa. Parameter kesetimbangan yang digunakan yaitu model persamaan PRASOG.
4. Oliveira *et al.* (2009) meneliti kesetimbangan uap-cair untuk sistem biner air+gliserol dan alkohol+gliserol. Penelitian ini mendapatkan data kesetimbangan biner untuk 5 alkohol yakni methanol, ethanol, 1-propanol, 2-propanol, dan 1-butanol menggunakan metode Cubic-Plus Association (CPA) Equation of State.
5. Soujanya *et al.* (2010) melakukan eksperimen kesetimbangan uap-cair untuk kesetimbangan uap cair untuk sistem biner methanol + air pada tekanan atmosfer 95.3 kPa dan pada tekanan (15.19, 29.38, 42.66, 56.03, dan 67.38) kPa, sistem air + gliserol pada tekanan (14.19, 29.38, 41.54, 54.72, 63.84, dan



- 95.3) kPa dan sistem methanol + gliserol pada tekanan (32.02 dan 45.3) kPa serta sistem terner metanol + gliserol + air pada tekanan 96 kPa dengan menggunakan ebuliometer modifikasi tipe Sweitoslawsky. Hasil eksperimen dikorelasikan dengan menggunakan persamaan Wilson dan NRTL.
6. Coelho *et al.* (2011) meneliti tentang kesetimbangan uap cair untuk sistem biner air+gliserol dan etanol+gliserol, etil stearat, dan etil palmitat pada tekanan rendah menggunakan Ebuliometer tipe Othmer pada range tekanan 14 kPa sampai 96 kPa. Eksperimen dikorelasi menggunakan model NRTL dan UNIQUAC serta model UNIFAC-Dortmund.
  7. Zaoui-Djelloul-Daouadji *et al.* (2014) meneliti kesetimbangan uap-cair dan fungsi excess Gibbs free energy untuk sistem biner biner etanol+gliserol dan air+gliserol pada temperatur berbeda. Fungsi excess Gibbs energy didapatkan pada beberapa temperatur serta dikorelasikan dengan menggunakan persamaan Redlich-Kister orde 4. Sedangkan data prediksi tekanan didapatkan berdasarkan hasil korelasi dengan menggunakan persamaan NRTL, UNIQUAC, dan Modifikasi UNIFAC.
  8. Parsons *et al.* (2001) melakukan eksperimen mengenai pengukuran *excess chemical potential, partial molar enthalpy, vapor pressure*, dan *volume* untuk sistem 1-propanol + gliserol + air pada suhu 25°C.
  9. Verhoeve dan Lauwers (1969) melakukan eksperimen kesetimbangan uap-cair untuk sistem 2-propanol + gliserol + air pada tekanan atmosfer. Penelitian ini menggunakan ebuliometer tipe Othmer serta dengan komposisi gliserol sebesar 10, 20, 30, 40, dan 50 wt. %

Sementara penelitian yang telah dilakukan Laboratorium Termodinamika Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya adalah :

1. Wiguna dan Irwansyah (2012) melakukan pengukuran kesetimbangan uap-cair sistem biner metanol+gliserol dan propanol+gliserol pada kondisi isothermal secara eksperimen menggunakan Ebuliometer tipe Othmer yang dimodifikasi pada range suhu 40°C – 90°C. Reabilitas peralatan diuji dengan membandingkan tekanan uap yang diperoleh dari eksperimen untuk metanol murni dan campuran metanol+air terhadap data literature dari Zharov dan



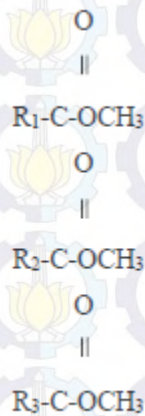
Pervukhin (1972) dengan maksimum *Average Absolute Deviation* (AAD) dalam tekanan uap sebesar 0.7%.

2. Akbarina dan Ruslim (2012) melakukan eksperimen menggunakan ebulliometer yang telah dimodifikasi untuk mencari kesetimbangan uap-cair (VLE) dari sistem biner etanol+gliserol dan 2-propanol+gliserol pada suhu 323.15 K, 333.15K, 343.15K. Reabilitas peralatan dilakukan dengan mengukur tekanan uap etanol murni serta campuran metanol+air dan membandingkan data tekanan uap yang diperoleh dengan data literatur.
3. Wardani dan Ellena (2013) melakukan eksperimen menggunakan ebulliometer statis sederhana yang telah dikembangkan oleh Oktavian et al. (2013) untuk mencari kesetimbangan uap-cair (VLE) dari sistem terner 2-butanol + gliserol + air pada range suhu 313.15 K sampai 333.15K. Reabilitas peralatan dilakukan dengan mengukur tekanan uap murni H<sub>2</sub>O dan 2-butanol serta membandingkan data tersebut dengan data literatur.
4. Priharnanto dan Nuswantara (2014) melakukan eksperimen menggunakan ebulliometer statis sederhana yang telah dikembangkan oleh Oktavian et al. (2013) untuk mencari kesetimbangan uap-cair isothermal (VLE) dari sistem terner tert-butanol + gliserol + air. Reabilitas peralatan dilakukan dengan mengukur tekanan uap murni H<sub>2</sub>O dan tert-butanol serta membandingkan data tersebut dengan data literatur.

## **2.1 Biodiesel**

Biodiesel seperti pada didefinisikan sebagai monoalkil ester dari asam-asam lemak rantai panjang yang terkandung dalam minyak nabati atau lemak hewani untuk digunakan sebagai bahan bakar mesin diesel. Biodiesel dapat diperoleh melalui reaksi transesterifikasi trigliserida dan/atau reaksi esterifikasi asam lemak bebas tergantung dari kualitas minyak nabati yang digunakan sebagai bahan baku.





Ester Metil Asam-Asam Lemak(Biodiesel)

Gambar 2.1 Rumus Kimia Biodiesel

Biodiesel memiliki beberapa kelebihan dibanding bahan bakar diesel petroleum. Kelebihan tersebut antara lain:




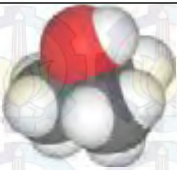
1. Merupakan bahan bakar yang tidak beracun dan dapat dibiodegradasi.
2. Mempunyai bilangan setana yang tinggi.
3. Mengurangi emisi karbon monoksida, hidrokarbon, dan NO<sub>x</sub>.
4. Terdapat dalam fase cair

## 2.2 Butanol

Butanol merupakan gugus alkohol dengan rantai hidrokarbonnya lebih panjang dibandingkan dengan gugus alkohol C1 sampai C3 lainnya. Butanol memiliki 4-senyawa karbon yang dapat membentuk rantai lurus maupun rantai percabangan. Perbedaan tersebut memberikan 4 isomer berdasarkan letak gugus -OH dan struktur rantai karbonnya. Struktur molekul dan kegunaan utama senyawa butanol dan isomernya ditunjukkan dalam tabel 2.1,



Tabel 2.1 Struktur Molekul dan Kegunaan Utama Isomer Butanol

Isomer Butanol	Struktur Molekul ( <i>sketch map</i> )	Kegunaan Utama
1-Butanol		<p>Solven – <i>paints, resins, dyes</i>, dan sebagainya</p> <p><i>Plasticizers</i> – meningkatkan proses pembuatan material plastik</p> <p><i>Chemical intermediate</i> – butyl esters atau butyl ethers, dan sebagainya</p> <p>Kosmetik – meliputi <i>eye makeup</i>, lipstick, dan sebagainya</p> <p>Zat <i>additive</i> untuk gasoline</p>
2-Butanol		<p>Solven</p> <p><i>Chemical intermediate</i> – untuk butanone, dan sebagainya</p> <p><i>Industrial cleaners</i> – bahan penghilang warna</p> <p>Parfum dan zat pengharum buatan</p>
iso-Butanol		<p>Solven dan bahan tambahan dalam pengecatan</p> <p>Zat <i>additive</i> untuk gasoline</p> <p><i>Industrial cleaners</i> – bahan penghilang warna</p> <p>Bahan pembuatan tinta</p>
tert-Butanol		<p>Solven</p> <p>Denaturan pada etanol</p> <p><i>Industrial cleaners</i> – bahan penghilang warna</p> <p><i>Intermediate</i> pada MTBE, ETBE, TBHP, dan sebagainya.</p>



1-butanol, atau yang lebih sering dikenal sebagai n-butanol, memiliki struktur rantai-lurus dengan gugus –OH berada pada rantai karbon utamanya, 2-butanol, atau yang biasa disebut dengan sec-butanol, merupakan butanol dengan rantai-lurus namun gugus –OH terletak pada rantai karbon bagian dalam. Isobutanol merupakan isomer butanol yang memiliki rantai cabang dengan gugus –OH berada pada rantai utama dan tert-butanol, sama hal-nya dengan isobutanol namun gugus –OH berada pada rantai cabang. Perbedaan struktur butanol dan isomernya memberikan pengaruh pada *physical properties*, yang dirangkum pada tabel 2.2,

Tabel 2.2 Perbandingan Properti Fisik Isomer Butanol

	1-butanol	2-butanol	iso-butanol	tert-butanol
Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	809.8	806.3	801.8	788.7
<i>Research octane number</i>	96	101	113	105
<i>Motor octane number</i>	78	32	94	89
Titik didih (°C)	117.7	99.5	108	82.4
Entalpi penguapan (kJ/kg)	582	551	566	527
Temperatur <i>self-ignition</i> (°C)	343	406.1	415.6	477.8
Batas titik bakar vol. %	1.4-11.2	1.7-9.8	1.2-10.9	2.4-8
Viskositas (mPa.s) pada 25°C	2.544	3.096	4.312	-

Berdasarkan tabel 2.2, terdapat beberapa kelebihan dan kekurangan pada n-butanol.

- (1) *Higher heating value*, pada umumnya nilai bakar pada alkohol meningkat seiring dengan peningkatan nilai atom karbon. n-butanol memiliki 4-gugus karbon, dua kali lipat dibandingkan dengan etanol dan mengandung energi 25% lebih banyak. Karena itu, konsumsi bahan bakar akan berkurang pada jarak tempuh yang sama.



- (2) *Lower volatility*, kemampuan penguapan alkohol akan berkurang seiring dengan kenaikan jumlah atom karbon. Hal ini berarti n-butanol akan mengurangi kecenderungan pengkaratan dan masalah *vapor-lock* pada pencampuran dengan gasoline yang sering terjadi selama musim panas dan dingin.
- (3) *Less ignition problem*, karena panas penguapan butanol lebih rendah daripada etanol, maka peralatan yang dijalankan dengan menggunakan butanol akan lebih beroperasi lebih baik dibandingkan dengan etanol pada musim dingin.
- (4) *Intersolubility*, molekul alkohol terdiri atas gugus *alkyl* dan *hydroxyl*, semakin banyak gugus karbon yang terkandung dalam alkohol, akan semakin mudah pula alkohol tersebut bercampur dengan bahan bakar diesel.
- (5) *Higher viscosity*, viskositas alkohol akan semakin meningkat seiring dengan bertambahnya rantai karbon. Karena alasan tersebut, butanol digunakan sebagai alternatif sebagai solven alkohol rantai pendek.
- (6) *More safer*, butanol memiliki tekanan uap rendah dan *flash-point* tinggi, karakteristik tersebut membuat n-butanol menjadi bahan bakar yang aman digunakan pada temperatur tinggi.
- (7) *Easier distribution*, butanol memiliki kandungan air dan tingkat korosi yang rendah dibandingkan dengan etanol. Hal ini menyebabkan transportasi butanol menjadi lebih mudah, dapat menggunakan sistem perpipaan, lain halnya dengan etanol yang harus menggunakan barge ataupun truk. Dalam pencampuran dengan diesel maupun gasoline, butanol lebih mudah dipisahkan dari *base-fuel* dibandingkan dengan etanol jika ada pencampuran dengan air didalamnya. (Jin et al., 2011)

n-butanol dapat diproduksi dari biomass menghasilkan bio-butanol melalui fermentasi *ABE* dengan bahan baku biomasa menggunakan aktivitas bakteri *Clostridium acetobutylicum* pada kondisi anaerob.





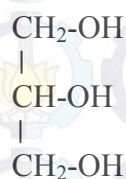
Gambar 2.2 Rumus Kimia Butanol

Biobutanol memiliki banyak kelebihan dibandingkan dengan alkohol lainnya seperti methanol, etanol dan propanol diantaranya :

1. Tidak beracun.
2. Banyak tersedia.
3. Bahan baku biobutanol merupakan biomassa yang banyak terdapat di Indonesia sehingga tidak mengganggu kestabilan pangan.
4. Memiliki tekanan uap yang lebih rendah sehingga lebih aman dalam hal penyimpanan.

### 2.3 Gliserol

Gliserol adalah senyawa gliserida yang paling sederhana, dengan hidroksil yang bersifat hidrofilik dan higroskopik. Gliserol jarang ditemukan dalam bentuk bebas tetapi biasanya terdapat sebagai Trigliserida yang bercampur dengan bermacam-macam asam lemak.



Propantriol (Gliserol)

Gambar 2.3 Rumus Kimia Gliserol

Gliserol mempunyai tekanan uap yang rendah yang dapat diperkirakan dari berat molekulnya. Tekanan uap pada 100% gliserol dibawah 0.001 (mm. Hg) pada temperatur ruang, dan dibawah 0.2 mm pada 100°C. Gliserol dapat terlarut sempurna di dalam air dan alkohol, terlarut sebagian dalam eter, etil asetat dan dioxane, serta tidak terlarut di dalam hidrokarbon.



Gliserol mempunyai potensi yang cukup besar dalam dunia industri, makanan dan obat – obatan, dimana senyawa non-toxic menjadi pilihan utama dalam industri ini. Pemanfaatan gliserol dalam industri ini meliputi proses *flavoring and coloring product*, *crystallization*, sebagai bahan pembuatan krim industri kosmetik, serta banyak lainnya pada industri obat-obatan.

Khusus pada industri biodiesel, akan dihasilkan gliserol sebanyak 10-15% dari kapasitas produksinya dengan tingkat kemurnian gliserol umumnya berkadar 40-50% karena masih mengandung komponen air dan bahan pengotor lainnya. Pada saat ini, gliserol memiliki nilai ekonomis yang rendah karena masih mengandung impuritis antara lain alkohol, asam lemak dan air. Oleh sebab itu pemurnian gliserol yang merupakan produk samping pembuatan biodiesel perlu dilakukan. Upaya peningkatan nilai tambah gliserol perlu dilakukan, mengingat gliserol dengan tingkat kemurnian yang lebih tinggi yaitu 80-99% (*food grade*) banyak dibutuhkan sebagai bahan baku industri surfaktan, industri kosmetik, industri farmasi, industri pangan, pengolahan tembakau, oleokimia, bahan pelumas dan lainnya.

Umumnya terdapat tiga jenis reaksi yang tidak diinginkan pada proses pemurnian gliserol yang dapat mengurangi yield gliserol, yakni :

- a. Reaksi polimerisasi gliserol pada pH dan temperatur ( $>200^{\circ}\text{C}$ ) tinggi serta ketersediaan NaOH berlebih untuk menghasilkan polyglycerol pada *bottom product*.
- b. Reaksi dehidrasi gliserol pada pH rendah untuk menghasilkan acrolein (bp.  $52^{\circ}\text{C}$ ), yang selanjutnya melalui proses penghilangan pada cold trap.
- c. Reaksi oksidasi gliserol untuk menghasilkan glycerose, campuran glyceraldehydes dan dihydroxyacetone.

Namun, dengan mengatur pH, temperatur, serta tekanan *crude* gliserol yang sesuai pada kolom distilasi, beberapa reaksi diatas dapat diminimalisasi. *Vacuum distillation*, merupakan proses yang dapat digunakan untuk menghasilkan gliserol yield tinggi dengan menggunakan temperatur dan tekanan rendah (Yong et al., 2001).



## 2.4 Air

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia  $H_2O$ : satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar, yaitu pada tekanan 100 kPa (1 bar) and temperatur 273,15 K ( $0^{\circ}C$ ). Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik. Air sering disebut sebagai pelarut universal karena air melarutkan banyak zat kimia. Air berada dalam kesetimbangan dinamis antara fase cair dan padat di bawah tekanan dan temperatur standar. Dalam bentuk ion, air dapat dideskripsikan sebagai sebuah ion hidrogen ( $H^+$ ) yang berasosiasi (berikatan) dengan sebuah ion hidroksida ( $OH^-$ ).

Tabel 2.3 Sifat – sifat Kimia Air

	$0^{\circ}$	$20^{\circ}$	$50^{\circ}$	$100^{\circ}$
Massa jenis ( $g/cm^3$ )	0.99987	0.99823	0.9981	0.9584
Panas jenis ( $kal/g^{\circ}C$ )	1.0074	0.9988	0.9985	1.0069
Kalor uap ( $kal/g$ )	597.3	586.0	569.0	539.0
Konduktivitas termal ( $kal/cm.s. ^{\circ}C$ )	$1.39 \times 10^{-3}$	$1.40 \times 10^{-3}$	$1.52 \times 10^{-3}$	$1.63 \times 10^{-3}$
Tegangan permukaan ( $dyne/cm$ )	75.64	72.75	67.91	58.80
Laju viskositas ( $g/cm.s$ )	$178.34 \times 10^{-4}$	$100.9 \times 10^{-4}$	$54.9 \times 10^{-4}$	$28.4 \times 10^{-4}$

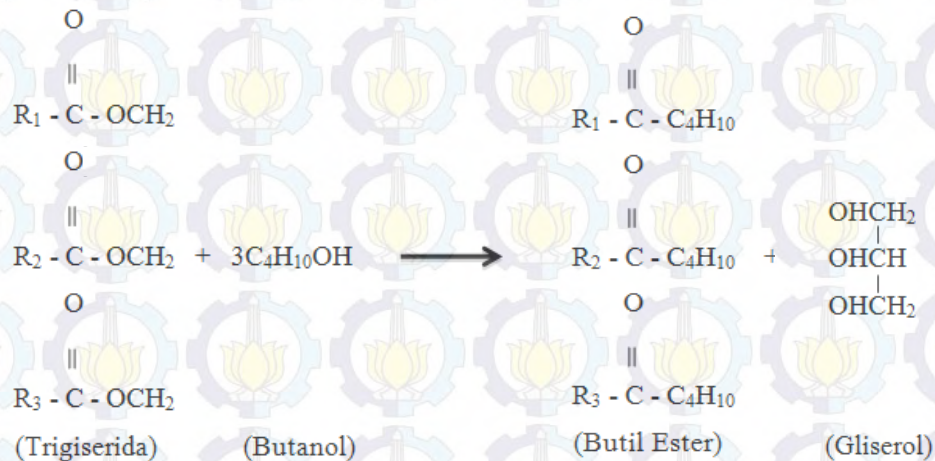
Dalam industri biodiesel, air merupakan pengotor hasil reaksi transesterifikasi bersama dengan gliserol dan alkohol sisa.

## 2.5 Proses Transesterifikasi

Transesterifikasi adalah proses yang mereaksikan trigliserida dalam minyak nabati atau lemak hewani dengan alkohol seperti methanol, etanol, propanol dan butanol menghasilkan alkil ester asam lemak (Fatty Acids Alkyl Esters) atau biodiesel dan gliserol (gliserin) sebagai produk samping. Katalis yang



digunakan pada proses transesterifikasi adalah basa/alkali, biasanya digunakan natrium hidroksida (NaOH) atau kalium hidroksida (KOH). Gambar reaksinya seperti pada Gambar 2.4



Gambar 2.4 Persamaan Reaksi Transesterifikasi

Terdapat beberapa cara agar kesetimbangan lebih ke arah produk, yaitu:

- Menambahkan alkohol berlebih ke dalam reaksi.
- Memisahkan gliserol.
- Menurunkan temperatur reaksi (transesterifikasi merupakan reaksi eksoterm).

## 2.6 Kesetimbangan Uap Cair (VLE)

Apabila suatu campuran zat cair berada dalam kesetimbangan dengan campuran uap pada temperatur dan tekanan yang sama, besaran yang diperlukan adalah temperatur, tekanan dan komposisi kedua fase. Suatu sistem dikatakan setimbang secara termodinamika jika sistem tersebut tidak mengalami kecenderungan ke arah perubahan pada skala makroskopis.

Uap berasal dari fase liquida yang menunjukkan kecenderungan untuk berubah menjadi uap. Fase uap juga memiliki kecenderungan menjadi fase liquida dengan cara kondensasi. Kecenderungan untuk berubah dapat diukur dengan



kuantitas  $f$  yang disebut fugasitas. Pada keadaan setimbang properti-properti yang teramati tidak berubah terhadap waktu, sehingga properti-properti intensif atau potensial termodinamikanya (suhu, tekanan, potensial kimia) sama dalam suatu sistem. Keseragaman tersebut berpengaruh pada tidak adanya transfer panas, transfer massa, dan kerja dari dalam maupun ke luar sistem.

Untuk setiap komponen dalam campuran, kondisi kesetimbangan dapat di nyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V \quad (2-1)$$

Untuk fase uap dengan fraksi mol  $y$ , hubungan antara fugasitas dengan temperatur, tekanan dan fraksi mol, koefisien fugasitas dapat di nyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i^V = y_i \hat{\phi}_i P \quad (2-2)$$

Fugasitas komponen  $i$  dalam fase cair terhubung dengan komposisi fase yang bersangkutan melalui koefisien aktivitas yang dapat dinyatakan dengan persamaan:

$$\hat{f}_i^L = x_i \gamma_i f_i^0 \quad (2-3)$$

Dengan harga  $f_i^0$  didapatkan dari persamaan

$$f_i^0 = P_i^{sat} \phi_i^{sat} \exp\left(\frac{V_i(P - P_i^{sat})}{RT}\right) \quad (2-4)$$

Pada tekanan rendah, faktor eksponensial (*pynting factor*) nilainya mendekati 1 dan  $\phi_i^{sat}$  dianggap 1 sehingga :

$$\hat{f}_i^L = \gamma_i x_i P_i^{sat} \quad (2-5)$$

Pada tekanan rendah fasa gas diasumsikan mengikuti kelakuan gas ideal maka :

$$\hat{\phi}_i = 1 \quad (2-6)$$

Maka Dari Persamaan (2.2) dan (2.5) didapatkan persamaan :

$$y_i P = P_i^{sat} \gamma_i x_i \quad (2-7)$$

Sedangkan koefisien aktivitas dinyatakan dengan persamaan :

$$\gamma_i = \frac{\hat{f}_i^L}{x_i f_i^0} = \quad (2-8)$$



## 2.7 Larutan Ideal

Larutan ideal merupakan model standar untuk membandingkan kelakuan larutan nyata dan perbedaannya yang disebut properti eksek. Persamaan untuk larutan ideal adalah

$$G_i^{id} = G_i + RT \ln x_i \quad (2-9)$$

Dimana  $id$  menunjukkan properti larutan ideal.

Fugasitas spesies dalam larutan ideal untuk spesies  $i$  dalam larutan ideal :

$$\mu_i^{id} = G_i^{id} = \Gamma_i(T) + RT \ln f_i^{id} \quad (2-10)$$

Substitusi  $G_i$  pada persamaan (2-17) didapatkan

$$\mu_i^{id} = G_i^{id} = \Gamma_i(T) + RT \ln x_i f_i \quad (2-11)$$

Dengan membandingkan kedua persamaan diatas didapatkan

$$\hat{f}_i^{id} = x_i f_i \quad (2-12)$$

Persamaan ini dikenal sebagai persamaan aturan Lewis / Randall yang digunakan untuk setiap spesies dalam larutan ideal dalam semua kondisi : temperatur, tekanan, dan komposisi. Persamaan tersebut menunjukkan bahwa fugasitas tiap spesies dalam larutan ideal proporsional terhadap fraksi molnya. Konstanta proporsionalnya adalah  $f_i$ , fugasitas spesies  $i$  murni pada kondisi fisik sama dengan larutan dan pada  $T$  dan  $P$  yang sama.

Sifat larutan ideal didekati oleh larutan yang terdiri dari molekul-molekul yang tidak terlalu berbeda dalam ukuran maupun sifat kimia. Misalnya, campuran anggota berdekatan seperti benzene/toluene.

Pada model sederhana untuk kesetimbangan uap cair digunakan model gas ideal untuk fase uapnya dan model larutan ideal untuk fase cairnya dengan persamaan

$$y_i P = x_i P_1^{sat} \quad (2-13)$$

yang dikenal dengan Hukum Raoult. Terdapat dua asumsi yang digunakan untuk menggunakan Hukum Raoult, yaitu fase vapor berada pada keadaan gas ideal dan fase liquid berada pada keadaan larutan ideal. Hal ini berarti Hukum Raoult hanya dapat diaplikasikan pada sistem bertekanan rendah, dan akurat pada sistem yang besar molekulnya sejenis.



Hukum Raoult tidak dapat diaplikasikan pada sistem yang tekanan uapnya tidak diketahui, dan hanya dapat diaplikasikan pada sistem yang jenisnya berada pada keadaan subkritis (temperatur berada dibawah temepnatur kritis).

## 2.8 Persamaan Gibbs Duhem dan Persamaan – Persamaan Koefisien

### Aktifitas

Pada Persamaan Gibbs Duhem dinyatakan bahwa di dalam suatu campuran, koefisien aktivitas tiap komponennya tidak bebas terhadap yang lain melainkan terhubung melalui Persamaan Diferensial.

Persamaan Umum Gibbs Duhem :

$$\left[ \frac{\partial M}{\partial P} \right]_{T,x} dP + \left[ \frac{\partial M}{\partial T} \right]_{P,x} dT - \sum_i x_i d\bar{M}_i = 0$$

(2.14)

Pada  $P$  dan  $T$  konstan, maka :

$$\sum_i x_i d\bar{M}_i = 0 \quad (2-15)$$

Jika  $\ln \gamma_i$  adalah properti parsial, maka Persamaan (2.15) menjadi:

$$\sum_i x_i d\ln \gamma_i = 0 \quad (2-16)$$

Agar suatu data mudah diolah maka harganya relatif terhadap suatu keadaan ideal dengan eksess properti yaitu perbedaan antara harga nyata dan harga idealnya, dimana :

$$M^E = M - M^{id} \quad (2-17)$$

$$nG^E = nG - nG^{id} \quad (2-18)$$

Penggunaan Persamaan Gibbs Duhem paling baik dilakukan melalui konsep kelebihan energi Gibbs (*excess energi Gibbs*), yaitu energi Gibbs teramati pada suatu campuran yang di atas atau lebih besar untuk larutan ideal pada temperatur, tekanan dan komposisi yang sama.



Total kelebihan energi Gibbs  $G^E$  untuk sistem multikomponen di definisikan dengan :

$$G^E / RT = \sum x_i \ln \gamma_i \quad (2-19)$$

Pada Persamaan Gibbs Duhem kita dapat menghubungkan koefisien aktifitas tiap komponen  $\gamma_i$  melalui diferensiasi :

$$\ln \gamma_i = \frac{G^E}{RT} - \sum_{k \neq i} x_k \left[ \frac{\partial (G^E / RT)}{\partial x_k} \right]_{T, P, x_{j \neq ik}} \quad (2-20)$$

Model energi Gibbs seperti Wilson (1964) , NRTL (*Non Random Two Liquid*) (1968), UNIFAC (*Universal Functional Activity Coefficient*) (1975) dan UNIQUAC (*Universal Quasi-Chemical*) (1975) sering digunakan untuk korelasi VLE campuran non-ideal seperti alkohol-hidrokarbon. Model ini membutuhkan parameter interaksi biner tiap pasangan antar molekulnya (*pair*) untuk problem campuran multi komponen.

### 2.8.1 Persamaan Wilson

Persamaan Wilson dikemukakan oleh Wilson (Wilson, 1964). Persamaan Wilson mengacu pada konsep local composition yang merupakan dasar dari pengembangan teori pada termodinamika molekuler untuk liquid-solution. Pada liquid solution, komposisi lokal berbeda dengan komposisi campuran secara keseluruhan, merupakan perkiraan untuk menghitung short-range dan nonrandom molecular orientation yang dihasilkan dari perbedaan ukuran molekul dan gaya intermolekuler.

Persamaan Wilson dapat digunakan untuk larutan ideal maupun larutan yang sangat tidak ideal. Untuk campuran-campuran biner sangat tidak ideal, misalnya larutan-larutan alkohol dengan hidrokarbon, persamaan Wilson lebih baik karena tidak seperti persamaan NRTL yang memiliki tiga parameter dan secara matematik lebih sederhana dibandingkan persamaan UNIQUAC.



Persamaan umum koefisien aktifitas untuk Persamaan Wilson adalah sebagai berikut :

$$\ln \gamma_i = -\ln\left(\sum_j^N x_j \Lambda_{ij}\right) + 1 - \frac{\sum_k^N x_k \Lambda_{ki}}{\sum_k^N x_j \Lambda_{kj}} \quad (2-21)$$

Kelebihan dari persamaan Wilson ini adalah :

- Dapat digunakan untuk larutan mendekati ideal maupun larutan yang sangat tidak ideal
- Hanya memiliki dua parameter sehingga lebih mudah dalam pengerjaannya
- Untuk campuran biner yang sangat tidak ideal (larutan alkohol dengan hidrokarbon) akan diperoleh hasil prediksi yang lebih baik
- Baik digunakan untuk larutan yang nonpolar
- Dapat dipakai untuk sistem multi komponen

Sementara, kekurangan dari persamaan Wilson ini adalah :

- Tidak dapat digunakan pada larutan yang tidak larut
- Tidak dapat dipakai untuk LLE (Liquid-liquid Equilibrium)
- Tidak dapat dipakai untuk polimer

### 2.8.2 Persamaan NRTL

Persamaan NRTL dikemukakan oleh Renon dan Prauznitz (Renon dan Prausnitz, 1968) Persamaan ini diturunkan berdasarkan konsep local composition yang dipelopori oleh Wilson. Persamaan NRTL ini dapat digunakan untuk sistem yang larut sebagian maupun untuk sistem yang larut sempurna. Persamaan ini dapat dipakai secara luas dalam VLE, LLE, dan VLLE untuk berbagai jenis zat, misalnya campuran hidrokarbon jenuh dan spesies polar, campuran senyawa non-polar, campuran species non-polar dan polar, campuran air dan species polar, dan campuran alkohol dengan campuran spesies non-polar.

Persamaan NRTL mempunyai tiga parameter yaitu, dengan tambahan parameter ketidakacakan ( $\alpha$ ) yang membuat persamaan tersebut dapat diaplikasikan untuk berbagai jenis campuran dan kesetimbangan cair-cair dengan cara yaitu memilih  $\alpha$  yang sesuai. Perhitungan parameter untuk persamaan ini dilakukan dengan menetapkan harga  $\alpha$  pada nilai tertentu dan selanjutnya



melakukan optimasi untuk memperoleh dua parameter. Harga  $\alpha$  biasanya berada diantara 0,2 sampai 0,47. Angka ini diperoleh dari beberapa eksperimen sistem biner. Walaupun lebih rumit, persamaan ini yaitu dapat membuat sistem ideal dan non ideal. Jadi, apabila dalam mempelajari sistem biner ini hanya terlarut sebagian dalam range konsentrasi yang ditinjau maka digunakan persamaan NRTL.

Persamaan koefisien aktifitas untuk sistem multikomponen pada Persamaan NRTL adalah sebagai berikut :

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{k=1}^n G_{ki} x_k} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \left( \tau_{ij} - \frac{\sum_{k=1}^n x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \right) \quad (2-22)$$

dimana,

$$\ln G_{ji} = -\alpha_{ji} \tau_{ji} \quad (2-23)$$

$$G_{ii} = G_{jj} = 1 \quad (2-24)$$

$$\tau_{ji} = \frac{b_{ji} - b_{ii}}{RT} \quad (2-25)$$

$$\tau_{ii} = \tau_{jj} = 0 \quad (2-26)$$

Keuntungan menggunakan Persamaan NRTL :

Pengalaman menunjukan bahwa Persamaan model NRTL ini memiliki keandalan yang konsisten dibanding Van Laar dan Margules dalam arti persamaan ini biasanya dapat menangani keadaan-keadaan yang sangat tidak ideal, hanya dengan dua atau tiga parameter yang dapat disesuaikan. Persamaan NRTL sesuai untuk sistem multikomponen. Dapat digunakan untuk system VLE dan LLE. Untuk system organik akan diperoleh hasil yang baik dan akurat, dan dapat dipakai untuk larutan yang saling larut sempurna dan yang larut sebagian.

Sementara kekurangan dari persamaan NRTL adalah :

Membutuhkan tiga parameter biner, perlu kehati-hatian dalam pemilihan  $\alpha$  (biasanya diperoleh dari data eksperimen sebelumnya), dan tidak dapat dipakai untuk polimer.



### 2.8.3 Persamaan UNIQUAC

Persamaan UNIQUAC dikemukakan oleh Abrams dan Prausnitz (Abrams dan Prausnitz, 1975). Persamaan ini pada dasarnya merupakan kelanjutan dari teori *quasi-chemical* dari Guggenheim untuk campuran non-random yang diaplikasikan untuk larutan yang mengandung molekul-molekul yang memiliki ukuran yang berbeda. Persamaan ini juga dapat digunakan untuk sistem cair yang larut sempurna maupun larut sebagian. Persamaan ini dapat diaplikasikan untuk campuran cair non-elektrolit, baik polar maupun non-polar, seperti hidrokarbon, alkohol, nitril, keton, aldehid, dan sebagainya.

Persamaan UNIQUAC dipisahkan menjadi dua bagian yaitu bagian kombinatorial yang terdiri dari parameter komponen murni saja untuk menghitung perbedaan bentuk dan ukuran molekul, serta bagian residual yang menggabungkan dua parameter biner tiap pasang molekul untuk menghitung interaksi molekul.

$$g = g^c + g^R \quad (2-27)$$

Untuk sistem multikomponen :

$$g^c = \sum_i x_i \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} \sum_i q_i x_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} \quad (2-28)$$

$$g^R = - \sum_i q_i x_i \ln \left( \sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) \quad (2-29)$$

Dimana  $i, j, k, \dots = 1, 2, 3, \dots, N$  (komponen )

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (2-30)$$

$$\Phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (2-31)$$

$$\tau_{ji} = \exp \left( - \frac{(u_{ji} - u_{ii})}{RT} \right) \quad (2-32)$$



dimana,

$$a_{ii} = a_{jj} = a_{kk} = 0 \quad (2-33)$$

$$a_{ji} = a_{ij} \quad (2-34)$$

dan  $z = 10$  ( ditetapkan )

Koefisien aktivitas untuk sembarang komponen  $i$  dinyatakan sebagai berikut:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + l_i - \frac{\theta_i}{\Phi_i} \sum_j^N x_j l_j - q_i \ln \left( \sum_j^N \theta_j \tau_{ji} \right) + q_i - q_i \sum_j^N \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_k^N \theta_k \tau_{kj}} \quad (2-35)$$

dan,

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (2-36)$$

Model UNIQUAC dapat diterapkan untuk memprediksi kesetimbangan uap-cair sistem multi komponen dengan parameter energi interaksi sistem biner. Keuntungan menggunakan Persamaan UNIQUAC adalah hanya mempunyai dua parameter yang dapat disesuaikan, mempunyai ketergantungan yang lebih kecil terhadap suhu, dan dapat diterapkan pada larutan dengan molekul-molekul yang besar atau kecil sebab variabel konsentrasi primer merupakan fraksi permukaan dan bukan fraksi mol.

#### 2.8.4 Persamaan UNIFAC

Untuk mengetahui dan menghitung *property* termodinamika dari fluida murni seperti kapasitas panas, volume kritis, panas pencampuran, koefisien aktifitas dapat dilakukan dengan menggunakan penjumlahan *group contribution* (kontribusi grup). Prinsip utama dari metode ini adalah melihat bahwa molekul sebuah kumpulan dari *functional groups* (gugus fungsi). Ada ribuan senyawa kimia, namun jumlah gugus fungsi yang menjadi bagian dari senyawa – senyawa kimia lebih sedikit. Asumsi dasar yang digunaksan adalah *additivity*, yaitu grup kontribusi yang ada dalam molekul diasumsikan independen terhadap grup kontribusi yang lain yang ada pada molekul yang sama, asumsi ini valid hanya



ketika molekul tidak dipengaruhi oleh sifat alami dari grup kontribusi lain didalam molekul tersebut.

Persamaan UNIFAC dikemukakan oleh Fredenslund *et al.* (Fredenslund *et al.*, 1975) Dasar utama dari model ini adalah penggunaan data kesetimbangan fasa yang ada untuk memprediksi kesetimbangan fasa untuk sistem dimana data eksperimen tidak ditemukan, dimana koefisien aktifitas dalam campuran berkaitan dengan interaksi grup struktural. Inti dari model ini adalah :

1. Mengurangi kebutuhan data eksperimen (*data reduction*) untuk mendapatkan data koefisien aktifitas sehingga didapatkan parameter karakteristik interaksi antara pasangan grup structural dalam sistem nonelektrolit.
2. Penggunaan parameter itu untuk memprediksi koefisien aktifitas untuk sistem lain yang data eksperimennya tidak tersedia namun mengandung grup fungsional yang sama (prediksi).

Koefisien aktifitas molecular dibagi menjadi 2 bagian, yaitu kontribusi karena perbedaan ukuran dan bentuk molekul dan kontribusi karena interaksi molecular.

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (2-37)$$

Bagian combinatorial:

$$\ln \gamma_1^C = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + l_i - \frac{\Phi_i}{x_i} \sum_j x_j l_j l_i \quad (2-38)$$

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (2-39)$$

dengan  $z = 10$

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (2-40)$$

$$\Phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (2-41)$$

$$r_i = \sum_k v_k^{(i)} R_k \quad (2-42)$$



$$q_i = \sum_k v_k^{(i)} Q_k \quad (2-43)$$

$$Q_k = \frac{A_{wk}}{2.5 \times 10^9} \quad (2-44)$$

Bagian residual dari koefisien aktifitas:

$$\ln \gamma_1^R = \sum_k v_k^{(i)} (\ln \Gamma_k - \Gamma_k^{(i)}) \quad (2-45)$$

dimana

$\theta_i$  = fraksi area

$\Phi_i$  = fraksi segmen, yang sama dengan fraksi volum

$v_k^{(i)}$  = nomer grup tipe  $k$  dalam molekul  $i$  (selalu bulat)

$R_k$  dan  $Q_k$  = parameter grup volum dan parameter grup area, diperoleh dari van der Waals group volume and surface area.

$\Gamma_k$  = grup residual koefisien aktifitas

$\Gamma_k^{(i)}$  = residual koefisien aktifitas grup  $k$  dalam larutan referen yang hanya mengandung molekul tipe  $i$

Grup fungsional yang digunakan pada penelitian ini didapatkan dari Hansen, et al., (Hansen et al., 1991) :

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[ 1 - \ln \left( \sum_m \theta_m \varphi_{mk} \right) - \sum_m \frac{\theta_m \varphi_{km}}{\sum_n \theta_n \varphi_{nm}} \right] \quad (2.46)$$

$$\theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (2.47)$$

$$\varphi_{mn} = \exp \left( -\frac{U_{mn} U_{nn}}{RT} \right) = \exp \left( -\frac{a_{mn}}{T} \right) \quad (2.48)$$



dimana,

$\theta_m$  = fraksi area dari grup  $m$

$X_m$  = mol fraksi dari grup  $m$  dalam campuran

$\varphi_{mn}$  = parameter grup interaksi

$U_{mn}$  = energy interaksi antara grup  $m$  dan  $n$

$a_{mn}$  = parameter grup interaksi,



Tabel 2.4 Parameter Persamaan Antoine<sup>a</sup>

Komponen	Eq.#	A	B	C
1-butanol	1	4.64930	1395.140	182.739
2-metil-1-propanol	1	4.34504	1190.380	166.670
gliserol <sup>b</sup>	2	10.6190	4487.04	-140.2
Air	1	5.11564	1687.537	230.17

Equation #1 :  $\log_{10}(P_{vp}) = A - B/(T + C - 273.15)$

Equation #2 :  $\ln P_{vp} = A - B/(T + C)$

Tabel 2.5 Data Properti Senyawa Murni<sup>a</sup>

Komponen	$T_C/K$	$P_C/\text{bar}$	$V_C/(\text{cm}^3 \text{mol}^{-1})$	$Z_C$	$\mu/(\text{debye})$	$\Omega$
1-butanol	563.05	44.23	275.0	0.260	1.80	0.590
2-metil-1-propanol	547.78	43.00	273.0	0.258	1.70	0.590
gliserol <sup>b</sup>	726.00	66.80	255.0	0.280	3.00	-
Air	647.14	220.64	55.95	0.229	1.80	0.344

<sup>a</sup> Appendiks A (Poling et al., 2001)

<sup>b</sup> Appendiks A (Reid et al., 1987)



Tabel 2.6 *Physical Properties* dan Parameter untuk Komponen Murni yang digunakan pada Korelasi Persamaan Koefisien Aktifitas

Component	Molar Volume (cm <sup>3</sup> .mol <sup>-1</sup> )	$r^a$	$q^a$
1-butanol	91.96 <sup>b</sup>	3.9243	3.6680
2-metil-1-propanol	92.91 <sup>b</sup>	3.9235	3.6640
Gliserol	73.03 <sup>c</sup>	4.7957	4.9080
Air	18.07 <sup>b</sup>	0.9200	1.4000

<sup>a</sup> (A. Fredenslund et al., 1977)

<sup>b</sup> (Poling et al., 2001)

<sup>c</sup> (Reid et al., 1987)

Tabel 2.7 UNIFAC *Group Specifications* (Hansen et al., 1991)

Nama	Grup	Main No.	Sec. No.	$v_i^{(1)}$	$R_i$	$Q_i$
1-Butanol	CH3	1	1	1	0.9011	0.848
	CH2	1	2	3	0.6744	0.540
	OH	5	14	1	1.0000	1.200
2-Metil-1-Propanol	CH3	1	1	2	0.9011	0.848
	CH	1	3	1	0.4469	0.228
	CH2	1	2	1	0.6744	0.540
	OH	5	14	1	1.0000	1.200
Gliserol	CH2	1	2	2	0.6744	0.540
	CH	1	3	1	0.4469	0.228
	OH	5	14	3	1.0000	1.200
Air	H2O	7	16	1	0.9200	1.400



Tabel 2.8 UNIFAC *Group – Group Interaction Parameters*,  $a_{jk}$  dalam satuan Kelvin

<i>Model name</i>	Parameter	Grup	1	5	7
UNIFAC	$a_{jk}$	1	0	986.5	1318
		5	156.4	0	353.5
		7	300.0	-229.1	0.0







## **BAB 3**

### **METODE PENELITIAN**

#### **3.1 Deskripsi Penelitian**

Secara garis besar penelitian ini dilakukan untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair sistem terner 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air yang akurat, membandingkan data eksperimen dengan hasil korelasi model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC dengan menggunakan parameter interaksi biner masing – masing komponen serta membandingkan hasil yang diperoleh melalui eksperimen dengan prediksi menggunakan model UNIFAC.

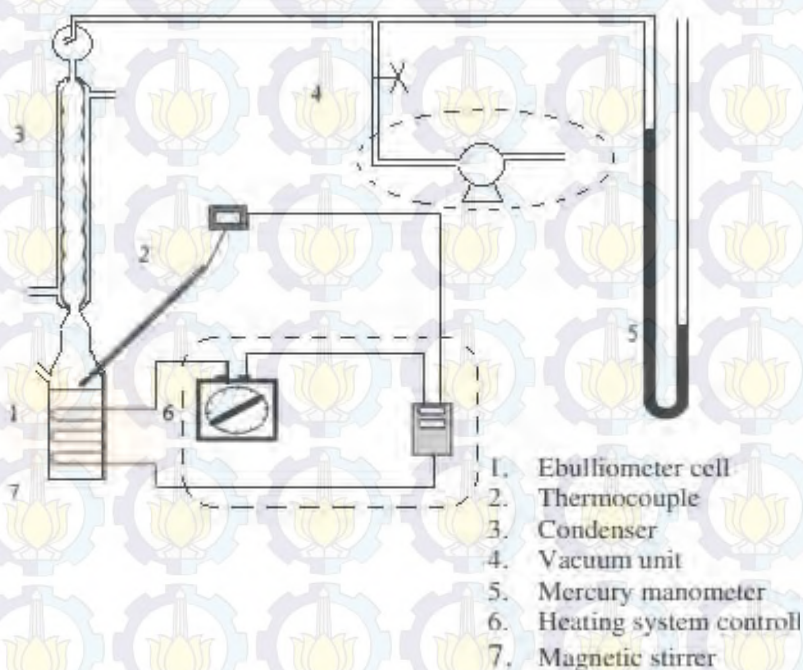
Data kesetimbangan uap-cair sistem terner yang didapatkan dalam penelitian ini dapat digunakan sebagai dasar perancangan proses distilasi untuk meningkatkan efisiensi dari pemisahan alkohol, gliserol dan air. Selain itu, karena titik didih gliserol sangat tinggi, maka akan lebih baik jika proses pemisahan dilakukan pada tekanan rendah, sehingga mampu menghemat konsumsi energy (Yang et al., 2014), (Zhang et al., 2013), (Yang et al., 2014), dan (Chen et al., 2014). Oleh karena itu, data kesetimbangan, VLE, sistem alkohol + gliserol + air sangat dibutuhkan dalam perancangan proses pemisahan tersebut.

Peralatan eksperimen yang digunakan pada penelitian ini adalah ebulliometer sederhana yang dikembangkan oleh (Oktavian et al., 2013) dan (Wibawa et al., 2015). Validasi alat dilakukan dengan membandingkan tekanan uap murni 1-butanol dan 2-metil-1-propanol hasil eksperimen dengan data literatur. Untuk data sistem terner, data eksperimen yang diperoleh pada penelitian ini akan dibandingkan dengan hasil korelasi menggunakan parameter biner masing – masing komponen. Selain itu, hasil tersebut juga dibandingkan dengan hasil prediksi dengan menggunakan persamaan UNIFAC.



### 3.2 Peralatan Penelitian

Peralatan yang digunakan pada penelitian ini adalah ebulliometer statis sederhana. Detail peralatan ditunjukkan Gambar 3.1. peralatan ini memiliki bagian utama yaitu *Ebulliometer Cell* (1), satu buah kondensor untuk mengkondensasi uap (3), lubang sampel (untuk fase cair) dan beberapa alat pelengkap seperti pompa vakum (Value VG 140) untuk mengatur tekanan operasi (4), magnet stirrer sebagai pengaduk, *Thermocouple (Four-wire Platinum Resistance Temperature Detector)* (2), Indikator perekam suhu (YOKOGAWA 7563) dengan akurasi K, Digital Controller (Shimaden SR64) dengan akurasi  $\pm 1/3\%$  (dari displayed value) dan manometer raksa dengan akurasi  $\pm 1.0$  mmHg (5). Ebulliometer yang digunakan merupakan alat yang dikembangkan oleh pada penelitian sebelumnya, dimana perubahan komposisi awal tidak signifikan pada saat terjadi kesetimbangan.



Gambar 3.1 Skema Alat Ebulliometer



### 3.3 Bahan Eksperimen

Bahan-bahan yang digunakan pada eksperimen ini adalah 1-butanol, 2-metil-1-propanol, dan gliserol yang disupply dari MERCK dan digunakan tanpa melalui proses pemurnian lebih lanjut. Data komponen murni dari sistem yang dipakai disajikan pada Tabel 3.1 sedangkan struktur kimia bahan ditunjukkan pada Tabel 3.2.




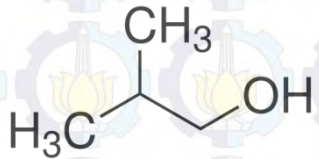
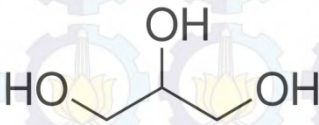
Tabel 3.1 Properti Bahan yang Digunakan

Komponen	Source	Mass fraction purity	MW (g.mol <sup>-1</sup> )	Boiling point (K)	Density <sup>a</sup> (g.cm <sup>-3</sup> )
1-Butanol	Merck Germany	0.995	74.123	390.88 (Song et al., 2015)	0.80598 (Wang et al., 2010)
2-Metil-1-propanol	Merck Germany	0.990	74.123	380.78 (Kodama et al., 2013)	0.79841 (Wang et al., 2010)
Gliserol	Merck Germany	0.995	92.095	563.05 (Pla-Franco et al., 2013)	1.25852 (Pla-Franco et al., 2013)
Air			18.015	373.15 (Peng et al., 2014)	0.99705 (Chang et al., 2015)

<sup>a</sup>  $T = 298.15$  K



Tabel 3.2 Struktur Kimia Bahan yang Digunakan

Komponen	Struktur Kimia
1-butanol	
2-metil-1-propanol	
gliserol	
air	$H_2O$

### 3.4 Variabel Penelitian

Variabel dalam eksperimen ini adalah komposisi larutan 1-butanol / 2-metil-1-propanol + gliserol + air dan suhu sistem pada range antara 313.15 K hingga 343.15 K.

Sebelum melakukan penelitian, terlebih dahulu dilakukan eksperimen pendahuluan yang bertujuan untuk menentukan komposisi campuran alkohol + gliserol + air yang membentuk campuran satu fase. Penentuan komposisi dilakukan dengan mencampurkan alkohol dan gliserol serta kemudian ditambahkan dengan air pada komposisi yang telah ditentukan sebelumnya sambil dilakukan pengadukan. Pengadukan dihentikan, kemudian dilakukan pengamatan apakah terbentuk satu fase atau dua fase. Data ini dibutuhkan untuk menentukan



batas dan komposisi alkohol + gliserol + air yang masih dapat membentuk satu lapisan (layer).

Butanol dan isomernya memiliki kelarutan sebagian dalam air, lebih rendah dari pada ethanol, dan lebih tinggi daripada alkohol dengan rantai yang lebih panjang. Hal ini dapat disebabkan oleh adanya grup *hydroxyl* dalam alkohol yang menyebabkan tingkat polaritas mempengaruhi kelarutan dalam air. Kecenderungan kutub OH pada alkohol akan meningkatkan kelarutan dalam air; namun peningkatan rantai karbon mengurangi kelarutan dalam air. Metanol, etanol, dan propanol larut dalam air karena pengaruh gugus hidroksil lebih kuat dibandingkan dengan pengaruh rantai karbon yang pendek.

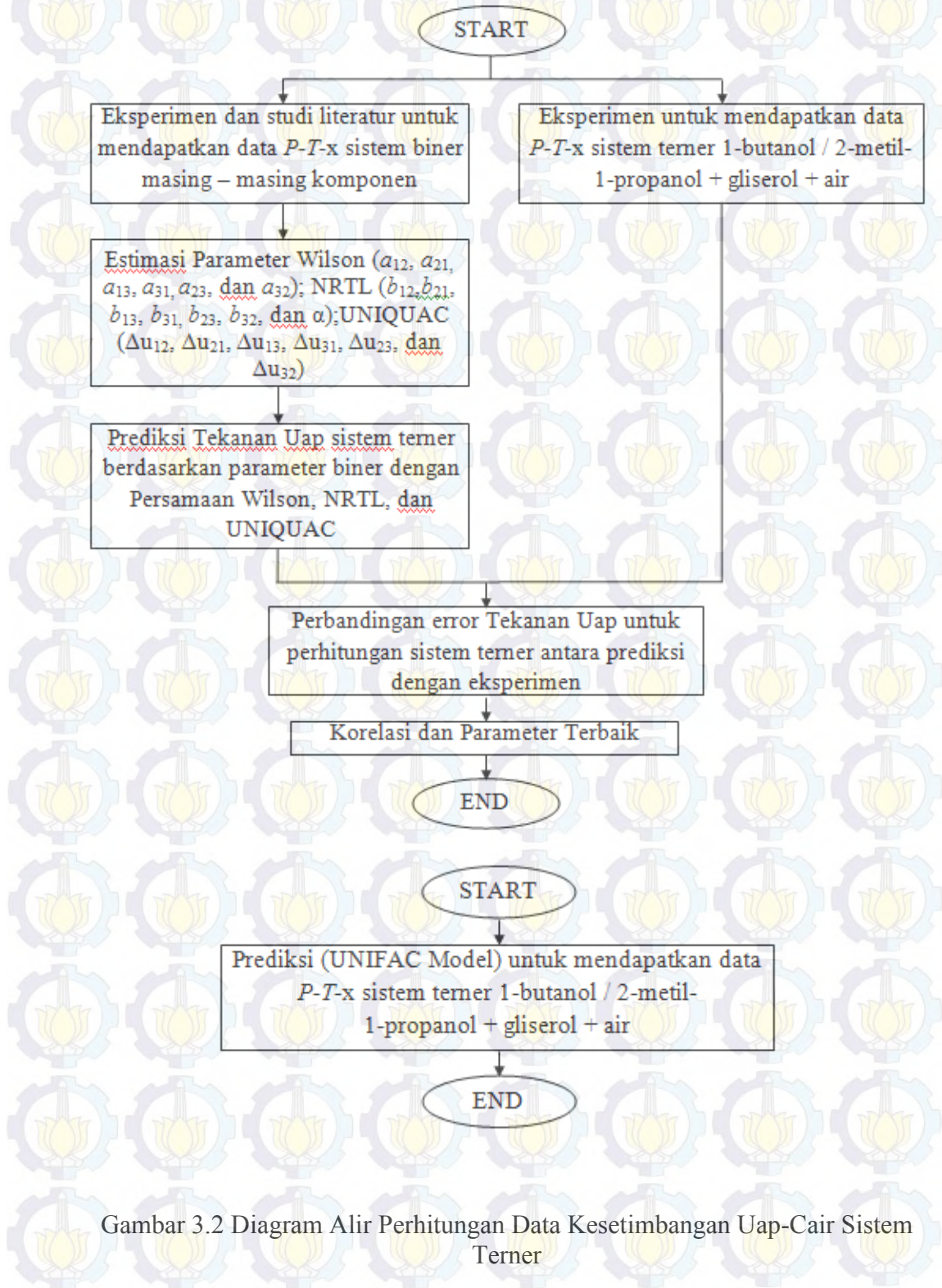
Namun, butanol memiliki kesenjangan kelarutan dengan air karena bagian rantai karbon dari molekul butanol tidak berinteraksi secara ekstensif dengan air, meskipun molekul air membentuk ikatan polar dan hydrogen yang kuat dengan gugus hidroksil. Berdasarkan literatur, didapatkan bahwa kelarutan 1-butanol lebih besar daripada kelarutan 2-metil-1-propanol dimana 2-metil-1-propanol lebih non-polar jika dibandingkan dengan 1-butanol (Kosuge dan Iwakabe, 2005)

### **3.5 Prosedur Penelitian**

Penelitian kesetimbangan uap-cair ini menggunakan dua sistem yakni sistem biner dan sistem terner. Penelitian ini diawali dengan memasukkan campuran dengan komposisi tertentu dengan volume kurang lebih 165 mL ke dalam tabung (1) melalui lubang sampel yang terdapat di bagian atas tabung. Setelah itu dilakukan pengaturan tekanan vakum dengan menggunakan pompa vakum (4). Kemudian menyalakan magnet stirrer (7) yang bertujuan untuk mengaduk larutan agar campuran merata dan kondensor (3) harus dialiri air pendingin terlebih dahulu. Kemudian larutan dipanaskan dengan menggunakan sistem pemanas (6). Pemanasan ini mengakibatkan sebagian liquid menguap dan selanjutnya uap akan masuk pada kondensor (3). Pembacaan suhu dalam sistem terbaca oleh termokopel (2) dan pembacaan tekanan terbaca oleh manometer raksa (5). Akibat pemanasan maka akan ada sebagian liquid yang menguap menuju kondensor (3). Pada kondensor (3) uap akan terkondensasi menjadi liquid yang akan langsung kembali ke dalam tabung (1). Setiap kenaikan suhu pada suhu



yang berbeda dilakukan pencatatan tekanan yang terbaca pada manometer raksa. Data yang diperoleh dari eksperimen ini dikorelasikan dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC dengan algoritma yang ditunjukkan pada Gambar 3.3.



Gambar 3.2 Diagram Alir Perhitungan Data Keseimbangan Uap-Cair Sistem Terner



### Vapor-Liquid Equilibrium Data

Koefisien aktifitas  $\gamma_i$  untuk sistem tersebut dapat dihitung berdasarkan persamaan berikut:

$$P \cdot y_i \hat{\phi}_i^v = P_i^s \phi_i^s \gamma_i x_i \exp\left(\frac{V_i^l (P - P_i^s)}{RT}\right) \quad (3.1)$$

dimana  $y_i$  dan  $x_i$  merupakan molar fraksi komponen  $i$  dalam fase uap dan liquid,

$P$  merupakan tekanan total, sedangkan  $P_i^s$  merupakan tekanan uap-jenuh komponen murni  $i$  pada temperatur  $T$ ,  $\hat{\phi}_i^v$  dan  $\hat{\phi}_i^l$  merupakan koefisien fugasitas komponen  $i$ ,  $\gamma_i$  merupakan koefisien aktifitas komponen  $i$  pada fase liquid,  $V_i^l$  merupakan *molar volume* liquid murni untuk komponen  $i$  berdasarkan persamaan *modified Racket equation*, dan  $R$  merupakan konstanta gas (8.31441 J.K<sup>-1</sup>.mol<sup>-1</sup>).

Karena sistem tersebut berada pada range tekanan rendah, dapat diasumsikan bahwa *exponential term* sama dengan 1, sehingga Eq. (3.1) dapat dituliskan menjadi:

$$P \cdot y_i \hat{\phi}_i^v = P_i^s \phi_i^s \gamma_i x_i \quad (3.2)$$

Untuk mencari nilai koefisien aktifitas, maka dapat diasumsikan bahwa fase uap mengikuti gas ideal, dimana tekanan sistem berada pada range tekanan rendah dan struktur kimia masing – masing senyawa dalam campuran tidak terlalu berbeda, sehingga Eq. (3-2) dapat disederhanakan menjadi:

$$P \cdot y_i = P_i^s \gamma_i x_i \quad (3.3)$$

dimana tekanan uap komponen  $i$  murni,  $P_i^{sat}$  dihitung dengan persamaan Antoine. Koefisien aktifitas dikorelasikan dengan persamaan Wilson, NRTL dan UNIQUAC sesuai persamaan (2-21), (2.22), dan (2.35). (Dong et al., 2011). Berdasarkan parameter – parameter interaksi antar senyawa pada sistem biner tersebut dapat digunakan sebagai parameter - parameter untuk campuran terner 1-butanol/2-metil-1-propanol + gliserol + air, sehingga dapat diestimasi



kesetimbangan uap-cair campuran ternernya. Selain itu, hasil tersebut juga dibandingkan dengan hasil prediksi dengan menggunakan persamaan UNIFAC.

Dari eksperimen ini akan didapatkan grafik kesetimbangan uap-cair sistem campuran senyawa-senyawa yang terlibat dalam produksi biodiesel yang akan dijadikan acuan untuk evaluasi proses pemisahan dalam proses produksi biodiesel untuk meningkatkan kualitas produk biodiesel.

Berdasarkan penelitian ini dapat dikembangkan model termodinamika untuk mereprestasikan data kesetimbangan uap-cair maupun campuran dari senyawa-senyawa yang terlibat dalam produksi biodiesel. Dengan adanya model termodinamika untuk model ini dapat memudahkan perhitungan maupun desain peralatan pada proses produksi biodiesel di masa mendatang.

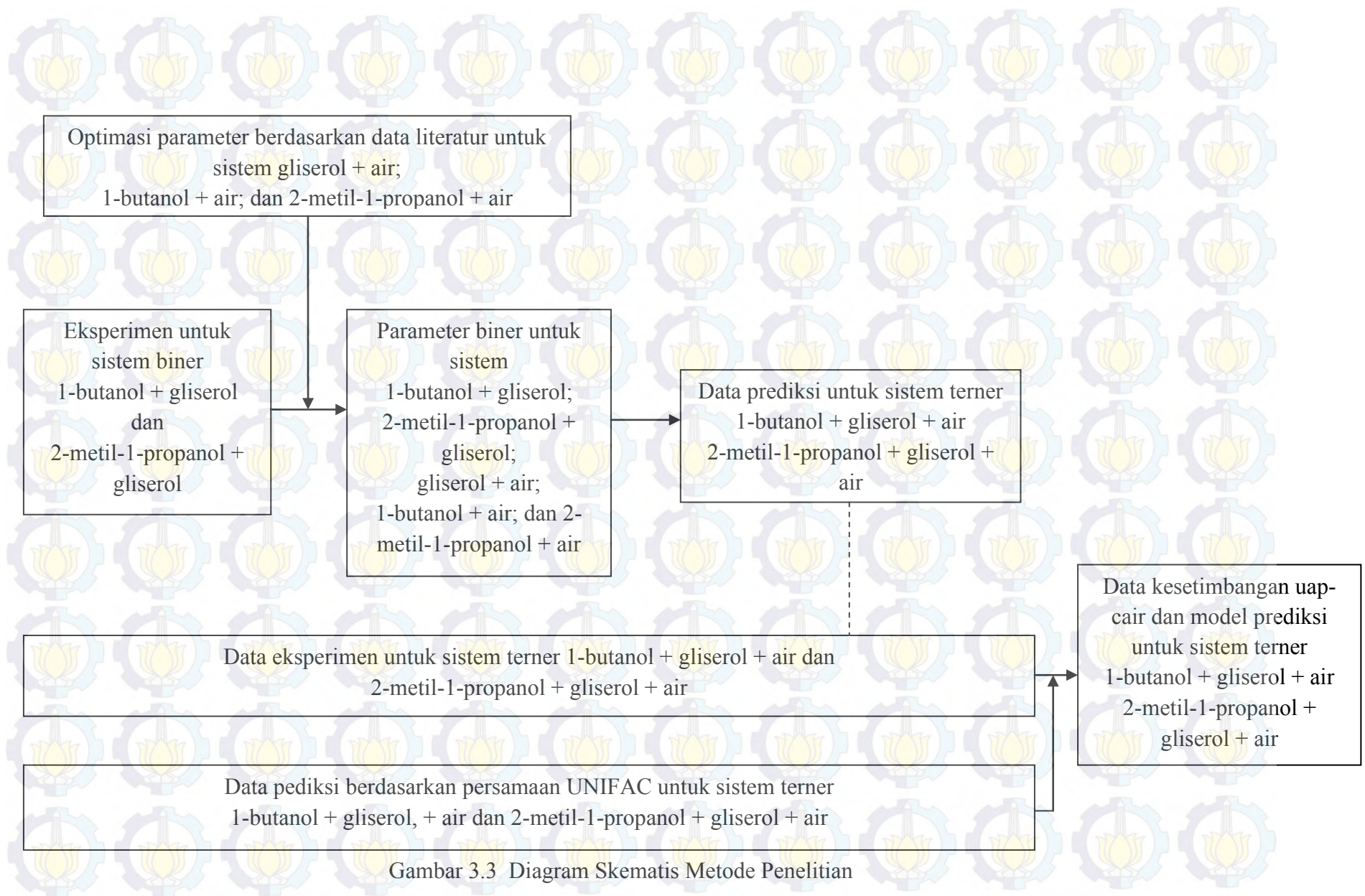
### Skematis Metode Penelitian

Parameter untuk sistem biner alkohol + air dan gliserol + air didapatkan melalui optimasi dengan menggunakan data eksperimen (Fischer dan Gmehling, 1994) dan (Dulitskaya, 1945). *Barker's method* digunakan untuk mendapatkan parameter interaksi biner campuran dengan meminimalkan objective function (OF) menggunakan metode newton-raphson pada *solver* Microsoft Excel 2007.

$$OF = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{(P_{i,clc} - P_{i,exp})}{P_{i,exp}} \right| \quad (3-4)$$

Untuk campuran gliserol + air, nilai parameter *non-randomness* ( $\alpha$ ) diambil dari (Dulitskaya, 1945) agar dapat mereprestasikan data kesetimbangan lebih baik. Sedangkan parameter untuk sistem biner 1-butanol + gliserol serta 2-metil-1-propanol + gliserol didapatkan dari eksperimen dan *objective function* yang sama seperti diatas.







## BAB 4

### HASIL DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair sistem terner 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air yang akurat, membandingkan hasil eksperimen dengan data korelasi menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC serta membandingkan hasil yang diperoleh dengan prediksi menggunakan model UNIFAC. Variabel yang digunakan pada eksperimen ini adalah fraksi mol masing – masing senyawa dan suhu sistem yang berbeda – beda.

#### 4.1 Validasi Alat

Pada penelitian ini dilakukan validasi alat yang bertujuan untuk mengetahui kelayakan alat. Validasi ini dilakukan dengan cara mengukur tekanan uap senyawa murni 1-butanol dan 2-metil-1-propanol serta membandingkan hasil yang diperoleh berdasarkan eksperimen dengan korelasi berdasarkan Persamaan Antoine, dimana konstanta untuk Persamaan Antoine diperoleh dari *Thermodynamics Research Center (TRC) Data Bank, College Station, TX, USA* yang telah dipublish pada (Poling et al., 2001) berdasarkan data Tabel 2.1.

$$\ln P_{vp} = A - \frac{B}{T(K) + C} \quad (4-1)$$

Persamaan Antoine merupakan persamaan yang paling mudah dalam menentukan tekanan uap suatu komponen di bawah titik kritisnya, selama suhu yang digunakan masih berada pada range aplikasi persamaan ini.

Perbandingan penggunaan konstanta dalam penghitungan nilai korelasi tekanan uap telah ditunjukkan oleh Tabel G-I pada Lampiran Appendix. Berdasarkan perbandingan tersebut didapatkan bahwa penggunaan konstanta Persamaan Antoine berdasarkan data dari *Thermodynamics Research Center (TRC) Data Bank, College Station, TX, USA* yang telah dipublish pada (Poling et



al., 2001) memberikan nilai perbandingan dengan data eksperimen yang lebih baik daripada penggunaan konstanta pada (Reid et al., 1987) dan (Fischer dan Gmehling, 1994).

Validasi peralatan di tetapkan berdasarkan *average absolute deviation* (AAD) antara hasil eksperimen dan korelasi Persamaan Antoine berdasarkan persamaan berikut:

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{calc} - P_{exp}}{P_{exp}} \times 100\% \right| \quad (4-2)$$

Tabel 4.1 menunjukkan hasil eksperimen untuk validasi alat menggunakan senyawa 1-butanol.

Tabel 4.1 Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan 1-Butanol

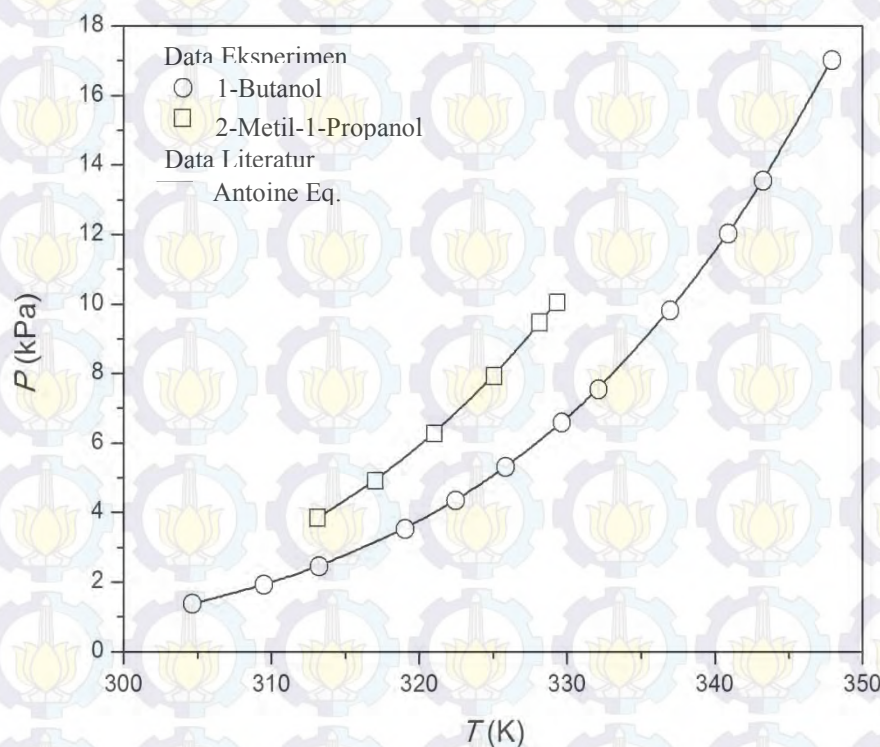
$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)
304.65	1.3759	327.43	5.8075	339.75	11.2737
309.50	1.9186	328.36	6.1008	340.91	12.0203
313.23	2.4478	329.66	6.5808	343.26	13.5402
319.05	3.5277	330.31	6.8207	344.19	14.2068
319.97	3.7277	332.14	7.5407	345.51	15.1400
321.25	4.0157	333.34	8.0473	345.51	15.1400
322.48	4.3410	334.38	8.5273	346.56	15.9399
323.35	4.5809	336.98	9.8071	347.95	17.0065
324.36	4.8476	337.53	10.0738		
325.86	5.3009	338.22	10.4818		
				<b>AAD</b>	<b>0.1%</b>

Tabel 4.2 menunjukkan hasil eksperimen untuk validasi alat menggunakan senyawa 2-metil-1-propanol. Sedangkan Gambar 4.1 menunjukkan hubungan antara tekanan uap eksperimen dan korelasi dengan menggunakan persamaan Antoine terhadap suhu untuk senyawa 1-butanol dan 2-metil-1-propanol.



Tabel 4.2 Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan 2-Metil-1-Propanol

$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)
313.15	3.8343	321.04	6.2608	325.28	8.0206
315.87	4.5543	321.41	6.3941	326.34	8.5273
317.04	4.9009	323.08	7.0341	327.49	9.0805
318.15	5.2742	323.16	7.0874	328.18	9.4538
320.02	5.8875	325.09	7.9140	329.35	10.0405
				333.25	12.4403
<b>AAD</b>				<b>0.2%</b>	



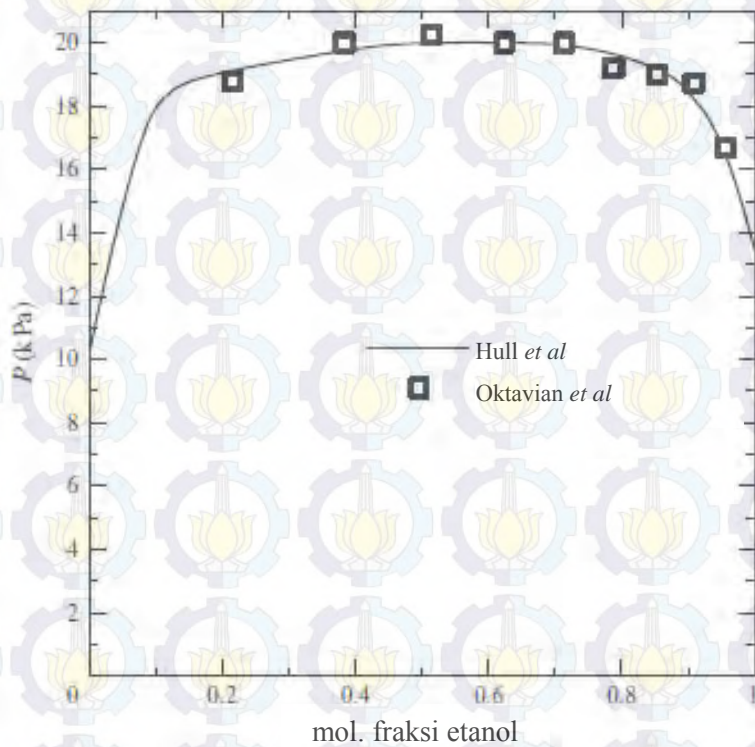
Gambar 4.1 Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat Menggunakan 1-Butanol dan 2-Metil-1-Propanol

Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan, nilai AAD yang diperoleh pada validasi alat Ebuliometer sebesar 0.1% untuk sistem 1-butanol murni dan 0.2% untuk sistem 2-metil-1-propanol murni, hal ini menunjukkan bahwa alat ebuliometer yang digunakan pada eksperimen ini sangat akurat.

Validasi peralatan menggunakan campuran biner telah dilakukan pada penelitian terdahulu (Oktavian et al., 2013). Berdasarkan hasil validasi dengan



menggunakan campuran biner etanol-isoctane, didapatkan AAD sebesar 1.23% antara hasil eksperimen oleh (Oktavian et al., 2013) dan data literatur oleh (Hull et al., 2005). Selain itu, didapatkan pula bahwa tidak terjadi perubahan komposisi liquid secara signifikan pada saat terjadi kesetimbangan, sehingga dapat disimpulkan bahwa alat tersebut cukup akurat.



Gambar 4.2 Hubungan Tekanan Uap dan Fraksi Ethanol pada Validasi Alat Menggunakan Campuran Biner Etanol-Isooctane pada 308.15 K oleh (Oktavian et al., 2013)



## 4.2 Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap

### 4.2.1 Sistem Biner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)

Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem biner 1-butanol(1)+gliserol(2) pada berbagai suhu :

Tabel 4.3 Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Biner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)

$x_1$	$T (K)$	$P_{exp} (kPa)$	$x_1$	$T (K)$	$P_{exp} (kPa)$
1.0000	319.05	3.528	0.5000	318.36	2.793
	323.35	4.581		323.21	3.700
	328.36	6.101		328.36	4.953
	333.34	8.047		333.16	6.393
	338.22	10.482		338.16	8.260
	343.26	13.540		343.17	10.393
	0.8948	318.18		318.16	2.607
	323.51	4.607		323.95	3.727
	328.17	6.020		328.16	4.660
	333.18	7.620		333.15	6.127
	338.22	9.700		338.24	7.993
	343.15	12.339		343.20	9.860
	0.7996	318.39		318.15	2.340
	323.73	4.394		323.16	3.140
	328.65	5.807		328.15	4.367
	333.20	7.221		333.15	5.593
	338.75	9.434		338.21	7.193
	343.21	11.674		343.19	9.060
	0.7000	318.15		318.39	2.260
	323.22	4.207		323.22	3.060
	328.31	5.460		328.52	4.207
	333.31	7.060		333.93	5.460
	338.22	9.060		338.21	6.660
	343.18	11.193		343.18	8.260
	0.6014	318.23			
	323.65	4.154			
	328.00	5.141			
	333.15	6.794			
	338.22	8.607			
	343.15	10.847			



#### 4.2.2 Sistem Biner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)

Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem biner 2-metil-1-propanol(1)+gliserol(2) pada berbagai suhu:

Tabel 4.4 Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Biner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)

$x_1$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$x_1$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)
1.0000	318.15	5.274	0.4976	318.15	4.546
	323.16	7.087		323.17	5.799
	328.18	9.454		328.15	7.586
	333.25	12.440		333.15	9.852
0.9005	318.20	5.053	0.3982	318.26	4.474
	323.20	6.573		323.16	5.488
	328.15	8.519		328.18	7.247
	333.16	10.972		333.15	9.541
0.7955	318.25	4.981	0.3020	318.18	4.120
	323.28	6.447		323.22	5.080
	328.18	8.261		328.26	6.093
	333.15	10.607		333.63	7.186
0.7004	318.15	4.840	0.2029	318.37	4.021
	323.32	6.333		323.83	4.874
	328.77	8.386		328.15	5.408
	333.15	10.386		333.15	5.967
0.6022	318.17	4.714			
	323.36	6.207			
	328.19	7.941			
	333.16	10.207			

Pada penelitian ini tidak dilakukan pengukuran kesetimbangan sistem biner untuk fraksi mendekati nol ( $x_1 \rightarrow 0$ ). Hal ini disebabkan oleh tekanan uap gliserol yang sangat kecil sehingga perbedaan tekanan yang ditunjukkan oleh manometer pada berbagai suhu tidak signifikan.



#### 4.2.3 Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

Eksperimen ini dilakukan dengan cara mengukur tekanan uap campuran pada kondisi setimbang (*equilibrium*) dengan variabel fraksi mol 1-butanol sebesar 0.0036; 0.0100; 0.0700; 0.2500; 0.3800; 0.4498; 0.5000; 0.5704; 0.6205; dan 0.6800. Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem ternern 1-butanol(1)+gliserol(2)+air(3) pada berbagai suhu :

Tabel 4.5 Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Ternern 1  
Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

$x_1$	$x_2$	$T (K)$	$P_{exp} (kPa)$	$x_1$	$x_2$	$T (K)$	$P_{exp} (kPa)$
0.0036	0.3000	303.15	2.77	0.4498	0.3003	303.15	2.46
		308.15	3.65			308.15	3.35
		313.15	4.85			313.15	4.32
		318.15	6.35			318.15	5.68
		323.15	8.13			323.15	7.71
		328.15	10.19			328.15	9.97
		333.15	12.93			333.15	12.43
		338.15	16.22			338.15	16.27
0.0100	0.3000	343.15	20.64	0.5000	0.3000	343.15	20.43
		303.15	2.89			303.15	2.16
		308.15	3.74			308.15	3.01
		313.15	5.13			313.15	3.91
		318.15	6.61			318.15	5.24
		323.15	8.57			323.15	7.16
		328.15	11.07			328.15	9.09
		333.15	13.93			333.15	11.96
0.0700 <sup>a</sup>	0.3000	338.15	17.58	0.5704	0.2997	338.15	14.83
		343.15	22.14			343.15	19.11
		303.15	3.32			303.15	1.81
		308.15	4.65			308.15	2.61
		313.15	6.01			313.15	3.39
		318.15	7.85			318.15	4.60
		323.15	10.09			323.15	5.94
		328.15	13.03			328.15	7.81
		333.15	16.81			333.15	10.06
		338.15	20.97			338.15	13.06
		343.15	26.97			343.15	16.74



Tabel 4.5 Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Ternern 1  
Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) (Lanjutan)

$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)
0.3500 <sup>a</sup>	0.3000	303.15	2.77	0.6205	0.2996	303.15	1.58
		308.15	3.71			308.15	2.25
		313.15	4.98			313.15	2.91
		318.15	6.69			318.15	4.00
		323.15	8.87			323.15	5.10
		328.15	11.19			328.15	7.07
		333.15	14.49			333.15	9.07
		338.15	17.94			338.15	11.90
0.3800	0.3000	343.15	23.37	0.6800	0.3000	343.15	14.46
		303.15	2.66			303.15	1.20
		308.15	3.50			308.15	1.67
		313.15	4.75			313.15	2.43
		318.15	6.41			318.15	3.22
		323.15	8.57			323.15	4.47
		328.15	10.81			328.15	5.63
		333.15	14.05			333.15	7.32
0.3800	0.3000	338.15	17.68	0.6800	0.3000	338.15	9.54
		343.15	22.35			343.15	12.26

<sup>a</sup> Batas terbentuk dua-layer (*two liquid phases*), dimana campuran 2 lapisan (*layer*) akan terbentuk apabila komposisi alkohol berada diantara 0.07 hingga 0.35 pada mol fr. gliserol 0.30

#### 4.2.4 Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

Tekanan uap campuran pada sistem ternern 2-metil-1-propanol(1)+gliserol(2)+air(3) didapatkan dengan metode yang sama seperti sistem sebelumnya. Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem ternern 2-metil-1-propanol(1)+gliserol(2)+air(3) pada berbagai suhu:



Tabel 4.6 Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)
$x_2 = 0.3000$							
0.0016	0.3000	303.15	2.79	0.5400 <sup>a</sup>	0.3000	303.15	2.61
		308.15	3.77			308.15	3.54
		313.15	4.68			313.15	5.01
		318.15	6.41			318.15	6.47
		323.15	8.27			323.15	8.87
		328.15	10.67			328.15	11.54
		333.15	13.19			333.15	14.74
0.0030	0.3000	303.15	2.68	0.6600	0.3000	303.15	1.95
		308.15	3.54			308.15	2.74
		313.15	4.58			313.15	3.77
		318.15	6.03			318.15	5.11
		323.15	7.81			323.15	6.83
		328.15	9.85			328.15	9.02
		333.15	12.46			333.15	11.78
0.0090 <sup>a</sup>	0.3000	303.15	2.92	0.6825	0.2977	303.15	1.85
		308.15	3.93			308.15	2.62
		313.15	5.14			313.15	3.59
		318.15	6.74			318.15	4.87
		323.15	8.70			323.15	6.59
		328.15	11.15			328.15	8.64
		333.15	14.15			333.15	11.33
$x_2 = 0.4000$							
0.0014	0.4000	303.15	2.21	0.4400 <sup>a</sup>	0.4000	303.15	2.53
		308.15	2.93			308.15	3.47
		313.15	3.87			313.15	4.46
		318.15	5.04			318.15	5.99
		323.15	6.50			323.15	7.94
		328.15	8.35			328.15	10.40
		333.15	10.51			333.15	13.47
0.0026	0.4000	303.15	2.23	0.4878	0.4000	303.15	2.27
		308.15	2.97			308.15	3.17
		313.15	3.93			313.15	4.37
		318.15	5.12			318.15	5.84
		323.15	6.64			323.15	7.71
		328.15	8.40			328.15	9.97
		333.15	10.67			333.15	13.17



Tabel 4.6 Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) (Lanjutan)

$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)
0.0077	0.4000	303.15	2.32	0.5310	0.4000	303.15	2.00
		308.15	3.09			308.15	2.91
		313.15	4.08			313.15	4.11
		318.15	5.33			318.15	5.57
		323.15	6.96			323.15	7.44
		328.15	9.39			328.15	9.71
0.0171 <sup>a</sup>	0.4000	333.15	11.52	0.5657	0.4000	333.15	12.59
		303.15	2.51			303.15	1.92
		308.15	3.44			308.15	2.77
		313.15	4.37			313.15	3.84
		318.15	5.71			318.15	5.31
		323.15	7.84			323.15	7.17
		328.15	9.71			328.15	9.44
		333.15	12.37			333.15	12.32
		$x_2 = 0.5000$					
0.0012	0.5000	303.15	1.76	0.2400 <sup>a</sup>	0.5000	303.15	2.48
		308.15	2.35			308.15	3.39
		313.15	3.08			313.15	4.59
		318.15	4.01			318.15	6.12
		323.15	5.17			323.15	8.07
		328.15	6.51			328.15	10.52
0.0021	0.5000	333.15	8.37	0.4065	0.5000	333.15	13.56
		303.15	1.76			303.15	2.06
		308.15	2.35			308.15	2.86
		313.15	3.08			313.15	3.92
		318.15	4.01			318.15	5.29
		323.15	5.17			323.15	7.04
0.0064	0.5000	328.15	6.77	0.4425	0.5000	328.15	9.25
		333.15	8.91			333.15	12.02
		303.15	1.87			303.15	1.95
		308.15	2.51			308.15	2.72
		313.15	3.28			313.15	3.74
		318.15	4.28			318.15	5.06
0.0143	0.5000	323.15	5.71	0.4714	0.5000	323.15	6.75
		328.15	7.04			328.15	8.90
		333.15	9.17			333.15	11.58
		303.15	1.97			303.15	1.86
		308.15	2.64			308.15	2.61



Tabel 4.6 Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) (Lanjutan)

$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$x_1$	$x_2$	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)
0.0286 <sup>a</sup>	0.5000	313.15	3.49	0.4875	0.5000	313.15	3.59
		318.15	4.57			318.15	4.87
		323.15	5.91			323.15	6.51
		328.15	7.58			328.15	8.59
		333.15	9.62			333.15	11.21
		303.15	2.16			303.15	1.82
		308.15	2.90			308.15	2.55
		313.15	3.84			313.15	3.51
		318.15	5.04			318.15	4.77
		323.15	6.54			323.15	6.39
		328.15	8.40			328.15	8.44
		333.15	10.69			333.15	11.02

<sup>a</sup> Batas terbentuk dua-layer (*two liquid phases*) , dimana campuran 2 lapisan (*layer*) akan terbentuk pada range komposisi tertentu untuk mol fr. gliserol 0.30; 0.40 dan 0.50.

### 4.3 Data Eksperimen Kesenimbangan Uap-Cair Sistem Ternern Alkohol+Gliserol+Air

#### 4.3.1 Sistem Ternern 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

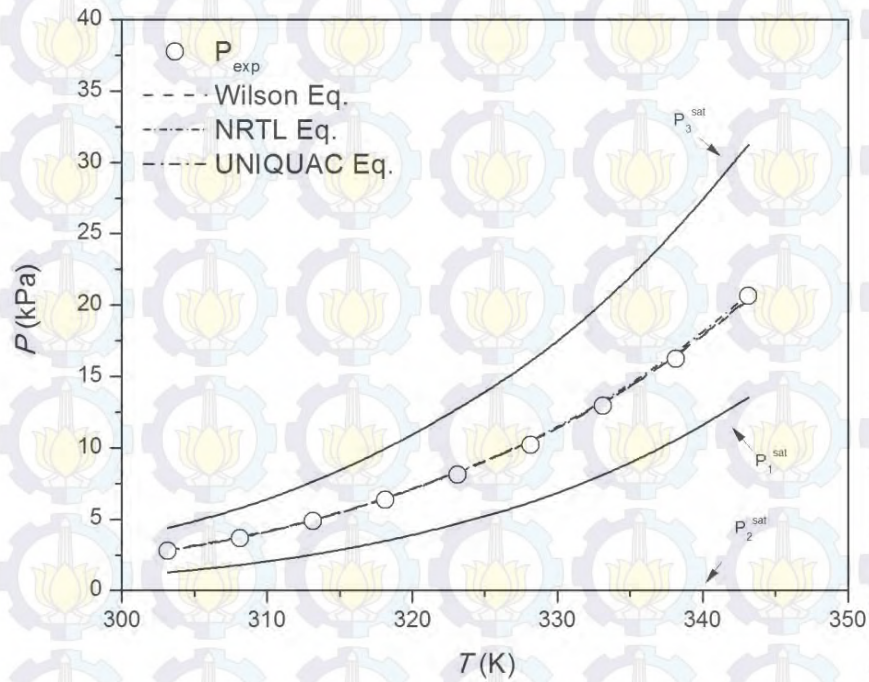
Kondisi equilibrium merupakan kondisi ketika suatu sistem tidak mengalami kecenderungan berubah secara makroskopis. Hal ini ditunjukkan dengan tidak adanya perubahan tekanan, suhu, maupun komposisi pada sistem tersebut. Pada kondisi kesetimbangan berlaku bahwa fugasitas fase uap sama dengan fugasitas fase cair pada komponen  $i$  (isofugasitas). Berdasarkan hasil eksperimen nilai tekanan uap campuran berkisar antara 2-17 kPa atau sekitar 0.019-0.167 atm nilai tersebut masih masuk dalam range tekanan rendah, dimana fase gas pada campuran dapat diasumsi sebagai gas ideal. Berdasarkan hal tersebut, maka perhitungan tekanan uap campuran akan menggunakan Persamaan (2.7).



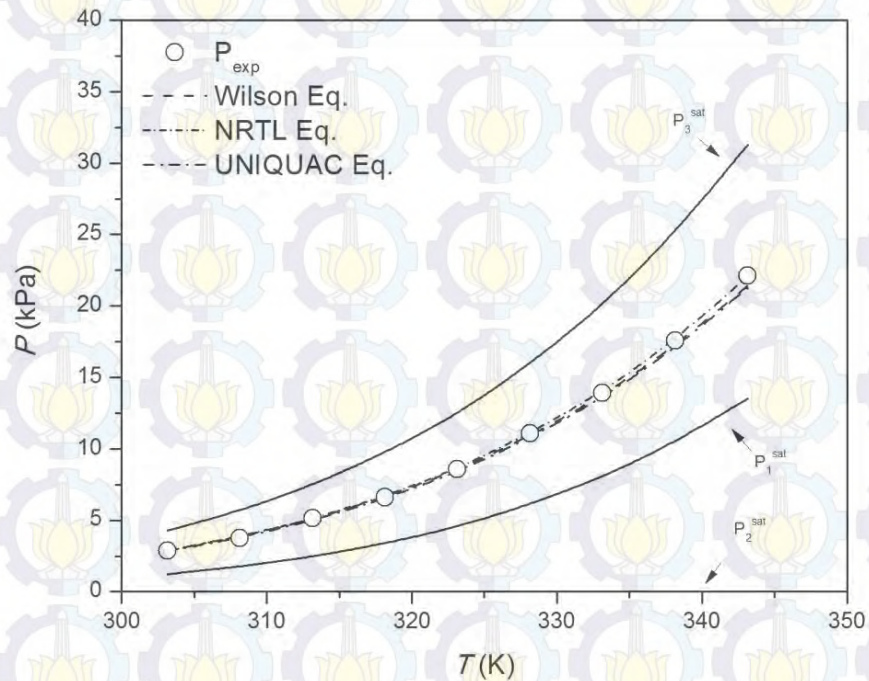
Data hasil eksperimen dibandingkan dengan hasil prediksi menggunakan konsep koefisien aktifitas Wilson, NRTL serta UNIQUAC dengan menggunakan parameter-parameter biner untuk masing-masing sistem yang diperoleh melalui hasil evaluasi dengan proses optimasi dari data literatur sehingga didapatkan error yang sangat kecil, dan didapatkan parameter yang sesuai untuk sistem terner. Setelah parameter didapatkan untuk masing-masing sistem, kemudian parameter tersebut digunakan untuk mendapatkan prediksi data kesetimbangan dengan menggunakan persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC. Parameter untuk sistem biner 1-butanol + air didapatkan melalui optimasi dengan menggunakan data eksperimen (Fischer dan Gmehling, 1994), parameter untuk sistem biner gliserol + air didapatkan dari (Dulitskaya, 1945), dan parameter untuk sistem biner 1-butanol + gliserol dan 2-metil-1-propanol + gliserol didapatkan dari eksperimen dan optimasi dari (Setiawati. et al., 2014). Parameter persamaan Antoine yang digunakan ditunjukkan oleh Tabel 2.1, sedangkan *physical properties* masing – masing komponen ditunjukkan pada Tabel 2.3.

Pada penelitian ini juga dilakukan observasi performa persamaan UNIFAC untuk memprediksi data kesetimbangan pada kedua sistem tersebut dimana untuk senyawa gliserol and 1-butanol dibagi menjadi tiga gugus grup ( $-\text{CH}_2$ ,  $-\text{CH}$ , dan  $-\text{OH}$ ) untuk gliserol dan ( $-\text{CH}_3$ ,  $-\text{CH}_2$ , dan  $\text{OH}$ ) untuk 1-butanol serta air dengan hanya menggunakan satu gugus grup. ( $-\text{H}_2\text{O}$ ).



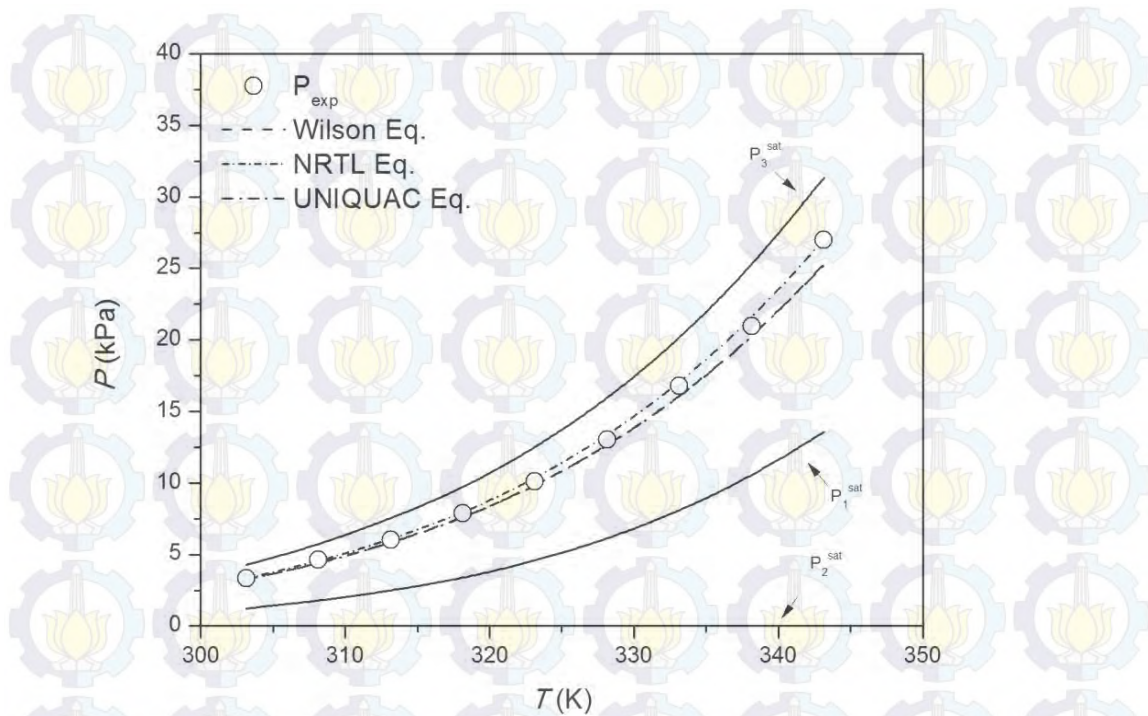


Gambar 4.3 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0036$  dan  $x_2=0.3000$ )

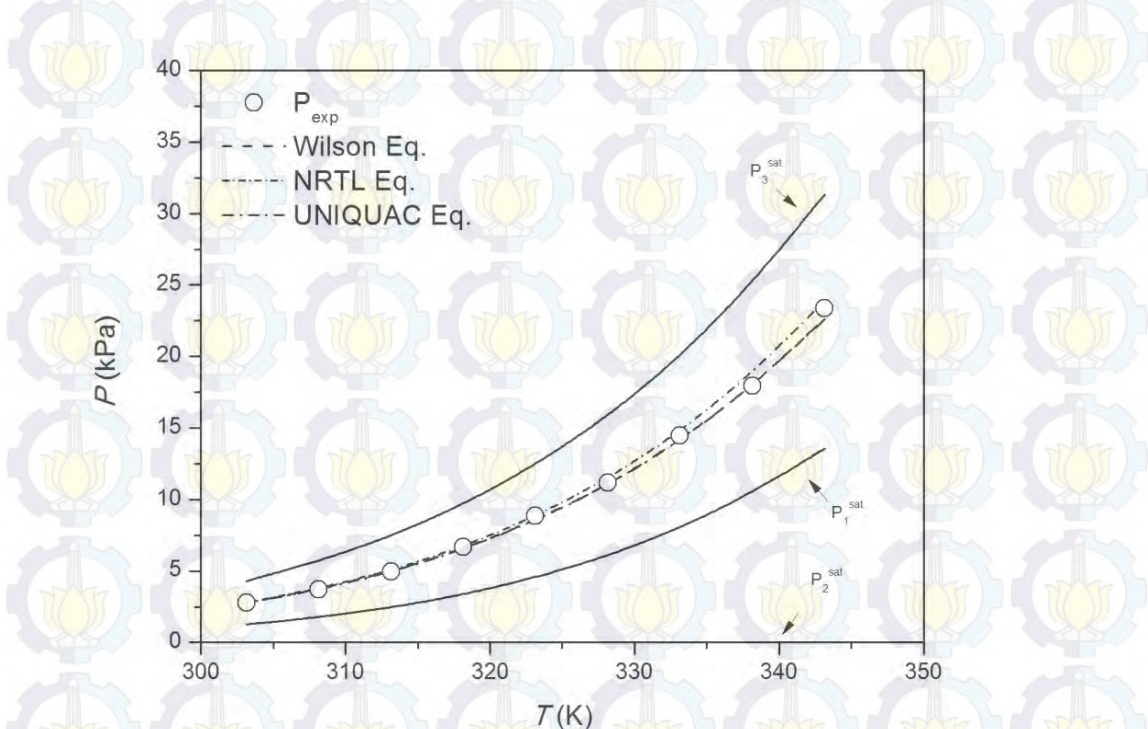


Gambar 4.4 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0100$  dan  $x_2=0.3000$ )



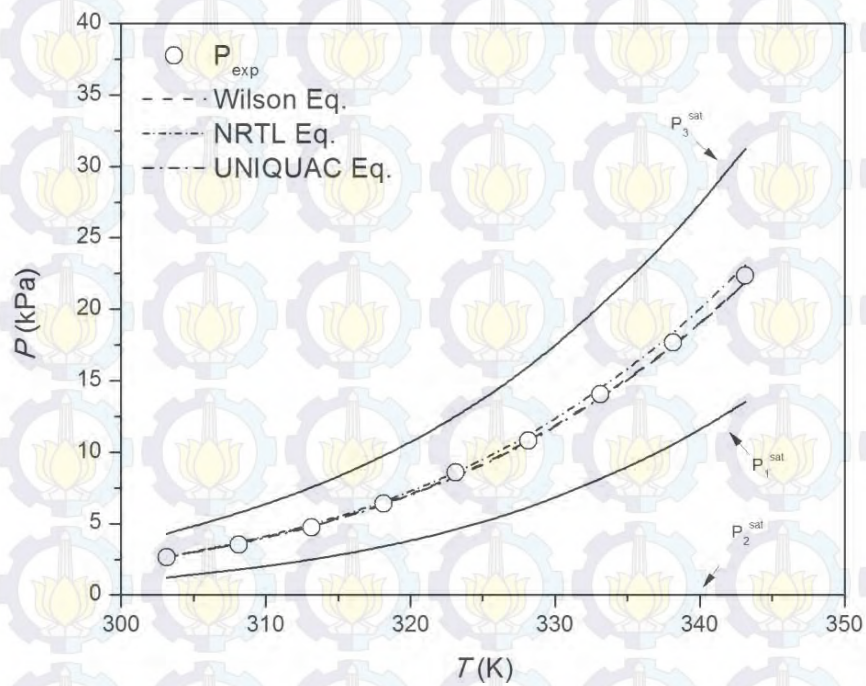


Gambar 4.5 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0700$  dan  $x_2=0.3000$ )

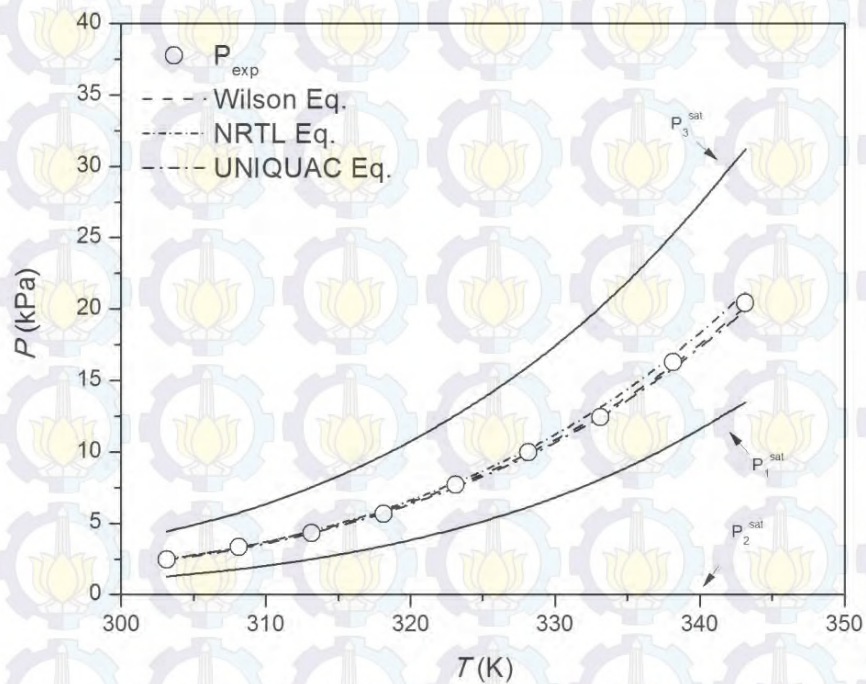


Gambar 4.6 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.3500$  dan  $x_2=0.3000$ )



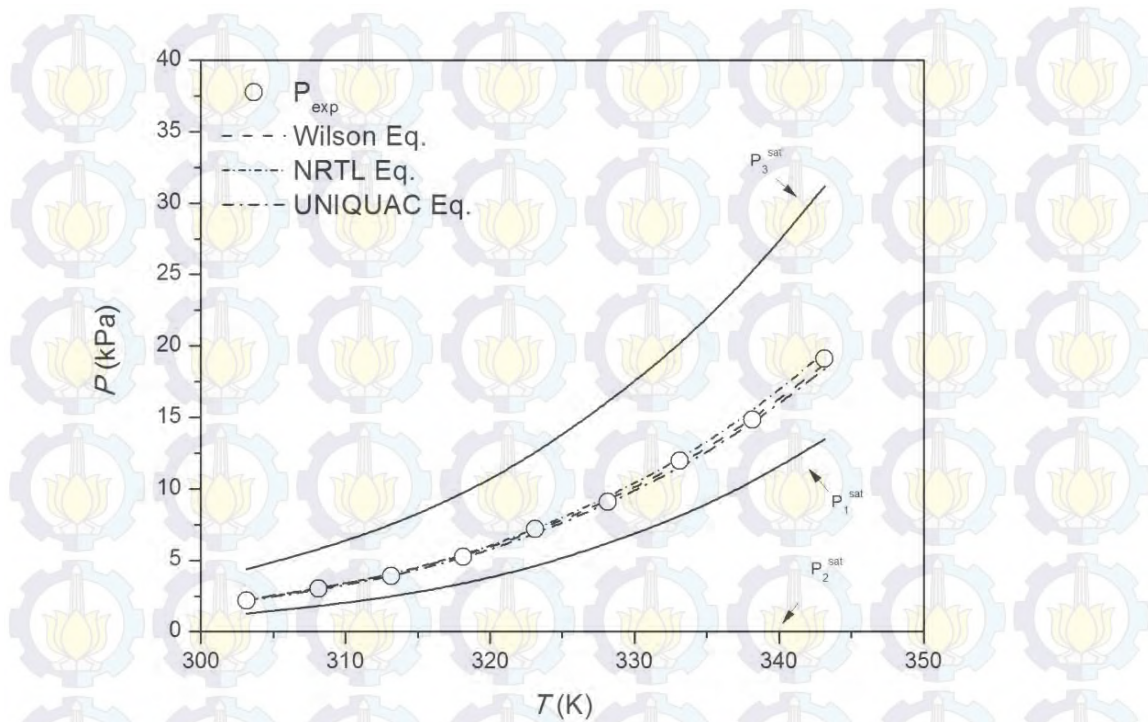


Gambar 4.7 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.3800$  dan  $x_2=0.2999$ )

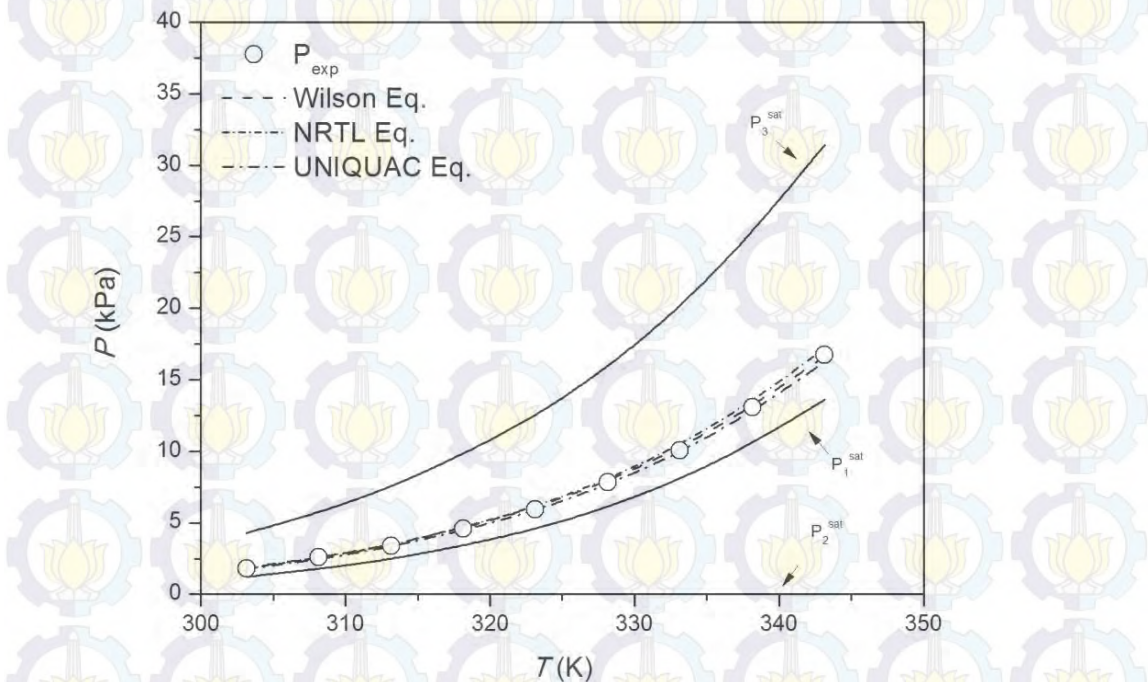


Gambar 4.8 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4498$  dan  $x_2=0.3003$ )



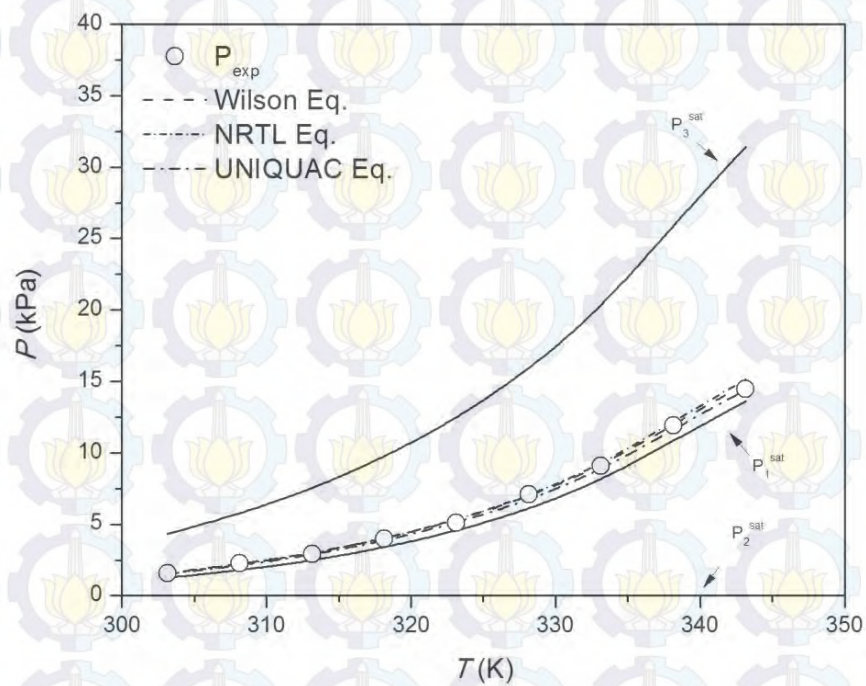


Gambar 4.9 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.5000$  dan  $x_2=0.2997$ )

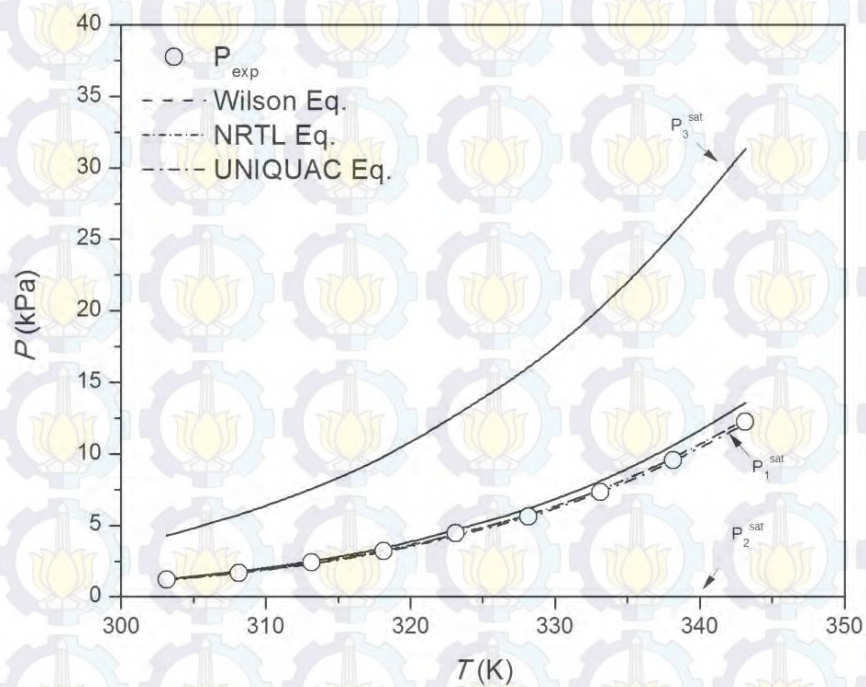


Gambar 4.10 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.5704$  dan  $x_2=0.2997$ )





Gambar 4.11 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.6205$  dan  $x_2=0.2996$ )



Gambar 4.12 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.6800$  dan  $x_2=0.2996$ )

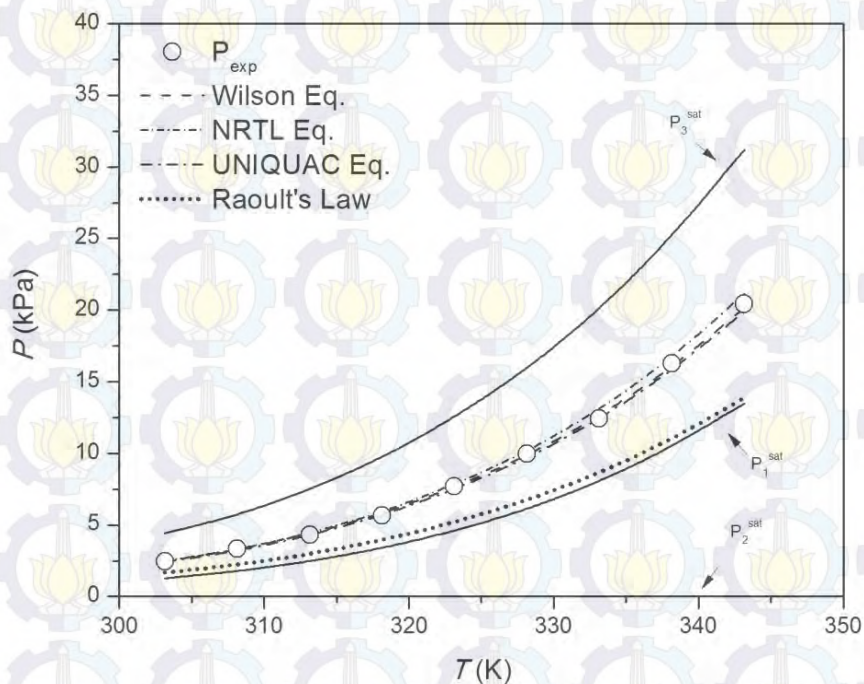


Berdasarkan perhitungan pada Tabel A-1 hingga A-3 didapatkan bahwa semua nilai  $y_2$  mendekati nilai 0. Hal ini dikarenakan perbedaan titik didih gliserol ( $290^{\circ}\text{C}$ ) dengan 1-butanol ( $116-118^{\circ}\text{C}$ ) dan air ( $100^{\circ}\text{C}$ ) sangat jauh, sehingga semua uap yang terbentuk merupakan senyawa dengan titik didih yang lebih rendah, yakni 1-butanol dan air.

Hukum Raoult menyatakan bahwa tekanan uap larutan ideal dipengaruhi oleh tekanan uap pelarut dan fraksi mol zat terlarut yang terkandung dalam larutan tersebut. Untuk larutan yang mengikuti hukum Raoult, interaksi antara molekul individual antar komponen sama dengan interaksi molekul dalam tiap komponen. Larutan semacam ini disebut larutan ideal. Selain itu, hukum Raoult dapat diterapkan untuk tekanan rendah sampai menengah (asumsi gas ideal).

Berdasarkan hasil eksperimen dapat diketahui bahwa campuran 1-butanol+gliserol+air dalam sistem bukan merupakan larutan ideal sehingga tidak dapat dikorelasikan dengan hukum Raoult dengan nilai penyimpangannya terhadap hasil eksperimen sebesar 23.6%. Hal ini menandakan bahwa reaksi berjalan secara endotermis, artinya interaksi antara molekul didalam komponen lebih tinggi dibandingkan interaksi antar molekul didalam campuran. Oleh karena itu diperlukan pemanasan untuk melepaskan ikatan didalam molekul tersebut





Gambar 4.13 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Korelasi menggunakan Hukum Raoult's terhadap Suhu pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4498$  dan  $x_2=0.3003$ )

Berdasarkan gambar 4.13 didapatkan bahwa tekanan yang ditunjukkan dengan menggunakan hukum Raoult mendekati tekanan uap murni komponen pertama, hal ini disebabkan oleh komposisi pada campuran tersebut didominasi oleh komponen pertama, yakni alkohol sebesar 0.4498, sedangkan komponen kedua sebesar 0.3003 dan komponen ketiga sebesar 0.2499 serta nilai tekanan uap murni komponen pertama yang cukup besar. Tekanan campuran berdasarkan hukum Raoult akan sebanding dengan besarnya komposisi dan tekanan uap murni masing – masing komponennya.

Selanjutnya, data eksperimen yang telah didapatkan dibandingkan dengan hasil prediksi menggunakan konsep aktivitas koefisien, yakni Wilson, NRTL, dan UNIQUAC dengan menggunakan parameter – parameter sistem biner masing – masing komponen dalam sistem 1-butanol+gliserol+air. Parameter – parameter tersebut didapatkan melalui eksperimen dan juga studi literatur.



Tabel 4.7 Parameter Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

Model	1-Butanol (1) + Glycerol (2)	Glycerol (2 ) + Air (3)	1-Butanol (1) + Air (3)	AAD <sup>a</sup>
Wilson				
$a_{ij}$	2527.3	-774.9	7706.7	1.9%
$a_{ji}$	4644.2	711.7	6056.0	
NRTL				
$b_{ij}$	3789.2	-1100.8	1947.8	1.8%
$b_{ji}$	3221.7	1101.3	10257	
$\alpha$	0.47	3.2	0.4	
UNIQUAC				
$\Delta u_{ij}$	122.6	-1428.5	713.5	2.5%
$\Delta u_{ji}$	1095.0	1586.8	2157.1	
Raoult's Law				23.6%

<sup>a</sup>  $AAD = (1/n) \sum_{i=1}^n |(P_{cal} - P_{exp}) / P_{exp}|_i \cdot 100\%$ , dimana  $n$  merupakan jumlah data.

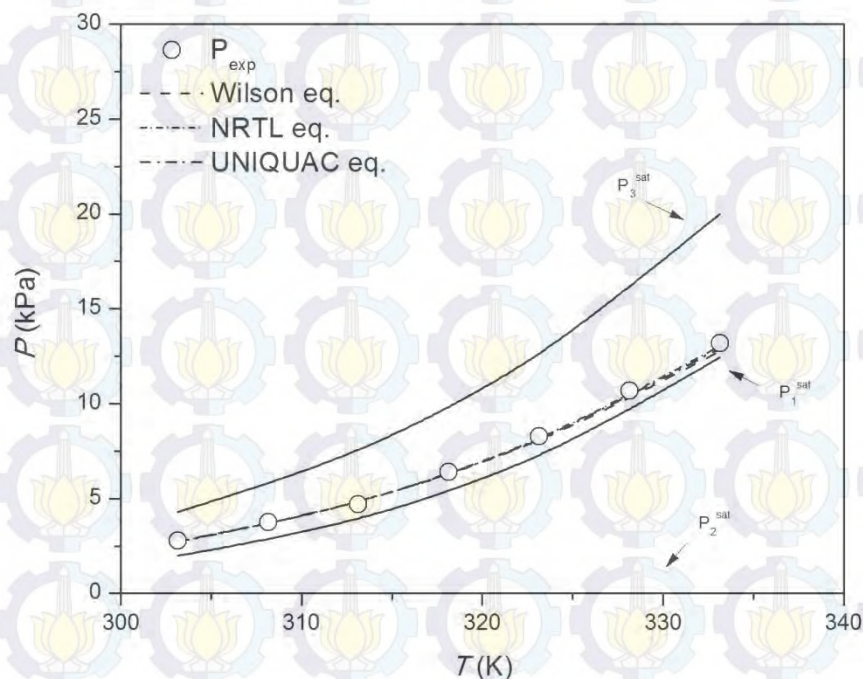
Berdasarkan Tabel 4.7 menunjukkan bahwa nilai AAD yang didapatkan dengan menggunakan persamaan Wilson sebesar 1.9% , persamaan NRTL sebesar 1.8% dan yang terendah adalah persamaan UNIQUAC dengan nilai AAD 2.5%. Persamaan NRTL dapat diaplikasikan dengan baik bahkan untuk campuran yang sangat tidak ideal, khususnya untuk campuran *partially miscible*. Persamaan NRTL memiliki parameter  $\alpha_{12}$  yang membuat persamaan ini dapat diaplikasikan untuk berbagai macam campuran.



#### 4.3.2 Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol (1)+Gliserol (2)+Air(3)

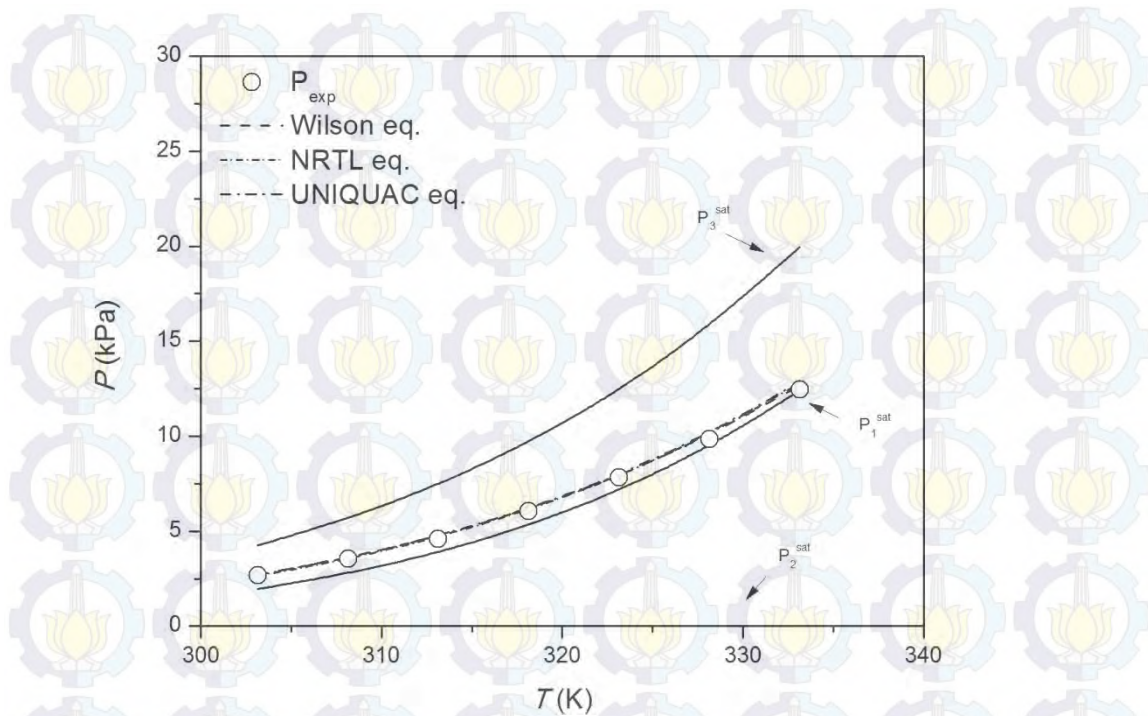
Tekanan uap campuran pada sistem ternern 2-metil-1-propanol(1)+gliserol(2)+air(3) didapatkan dengan metode yang sama seperti sistem sebelumnya.

Data hasil eksperimen dan prediksi dengan menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem 2-metil-1-propanol(1)+gliserol(2)+air(3) ditunjukkan pada Gambar 4.14 hingga 4.34 bahwa peningkatan suhu sistem akan menyebabkan kenaikan tekanan uap campuran.

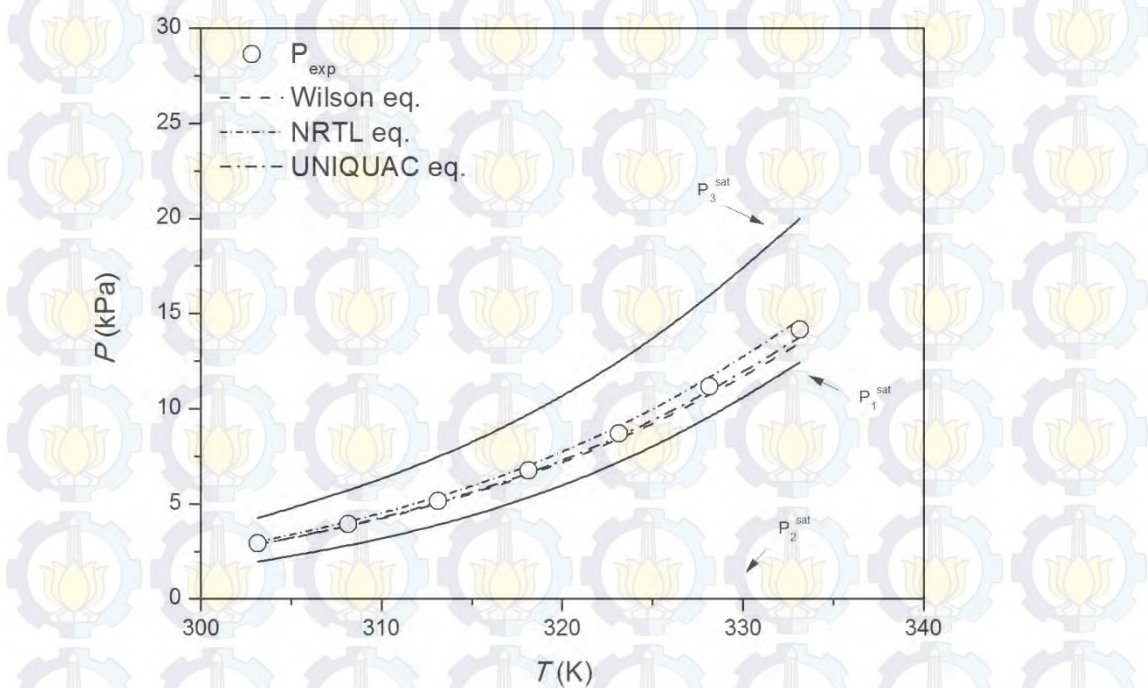


Gambar 4.14 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternern 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0016$  dan  $x_2=0.3000$ )



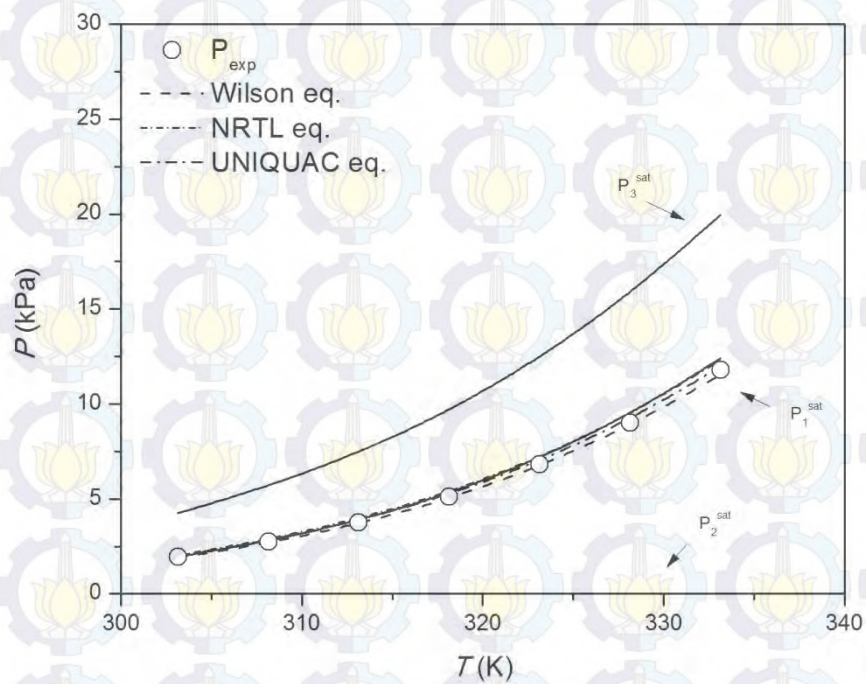


Gambar 4.15 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0030$  dan  $x_2=0.3000$ )

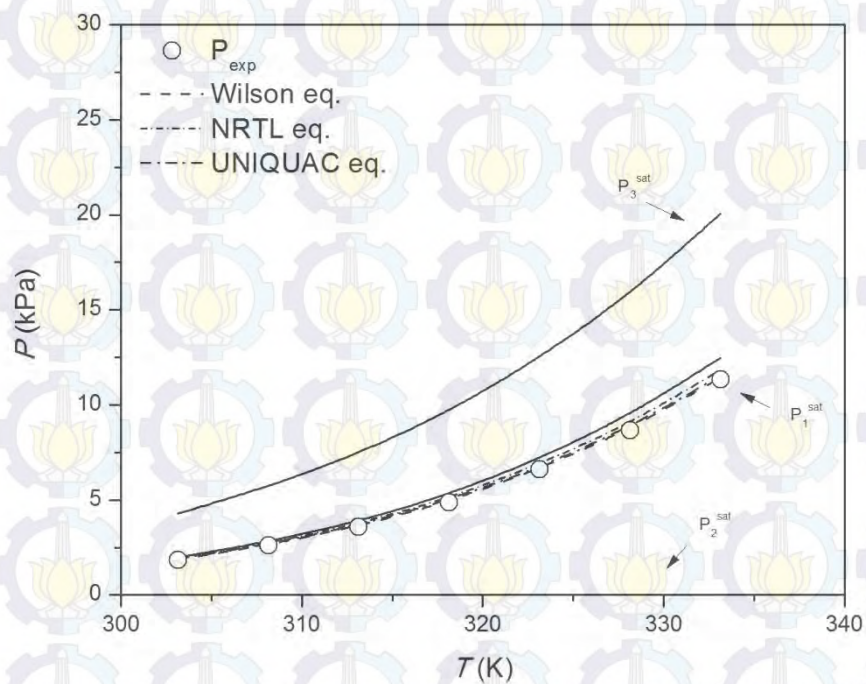


Gambar 4. 16 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0090$  dan  $x_2=0.3000$ )



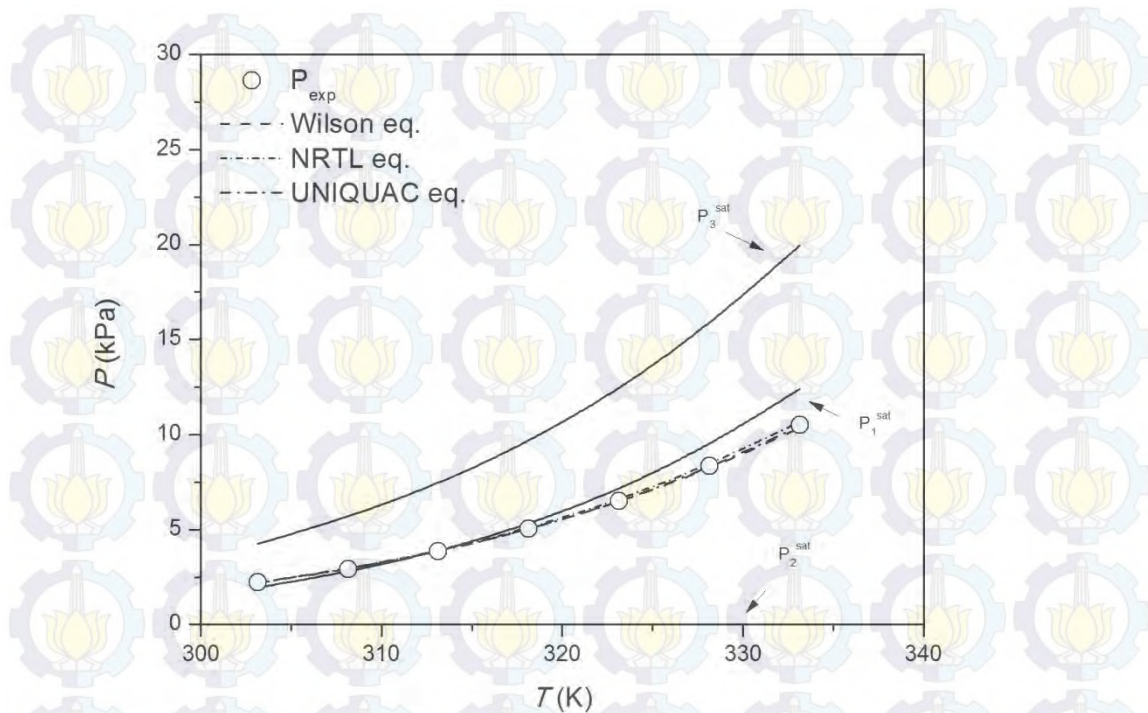


Gambar 4.17 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.6600$  dan  $x_2=0.3000$ )

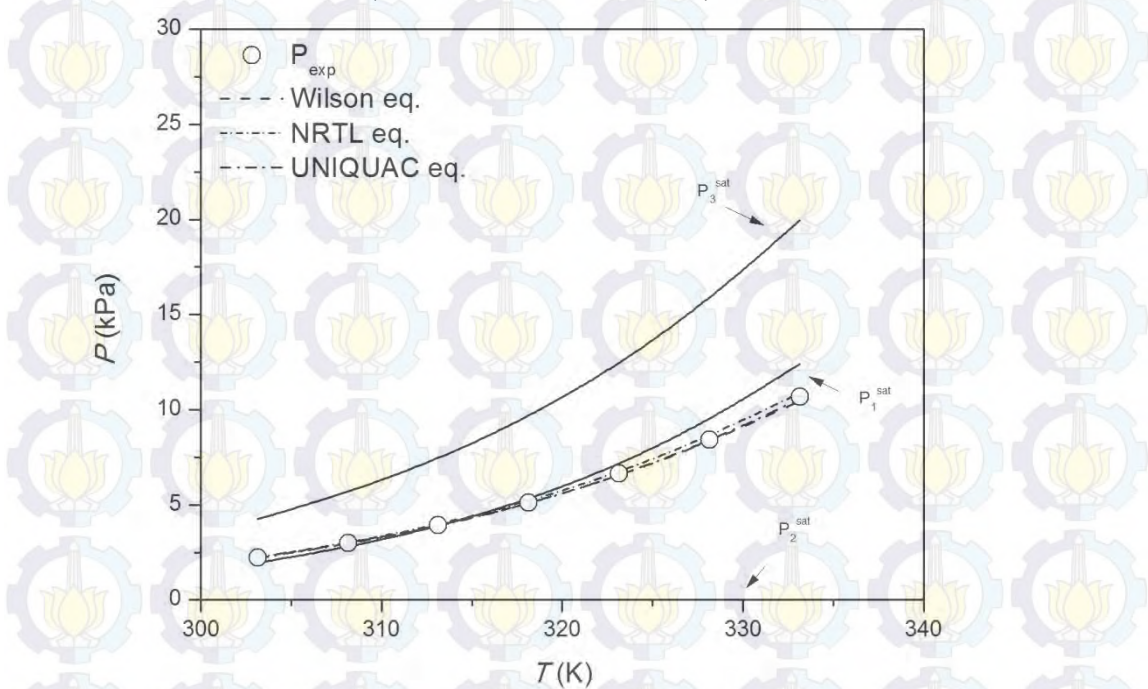


Gambar 4.18 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.6800$  dan  $x_2=0.3000$ )



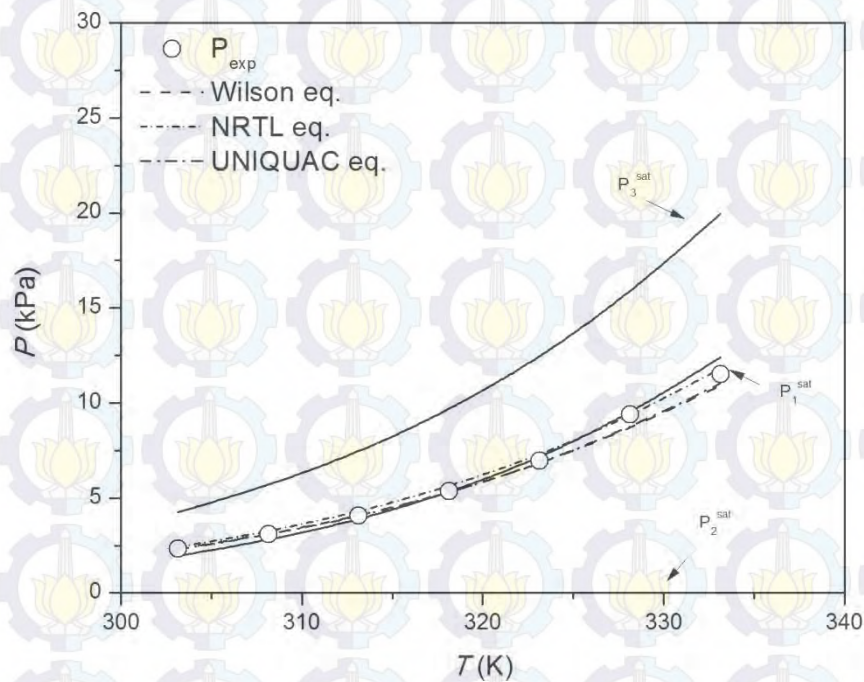


Gambar 4.19 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0014$  dan  $x_2=0.4000$ )

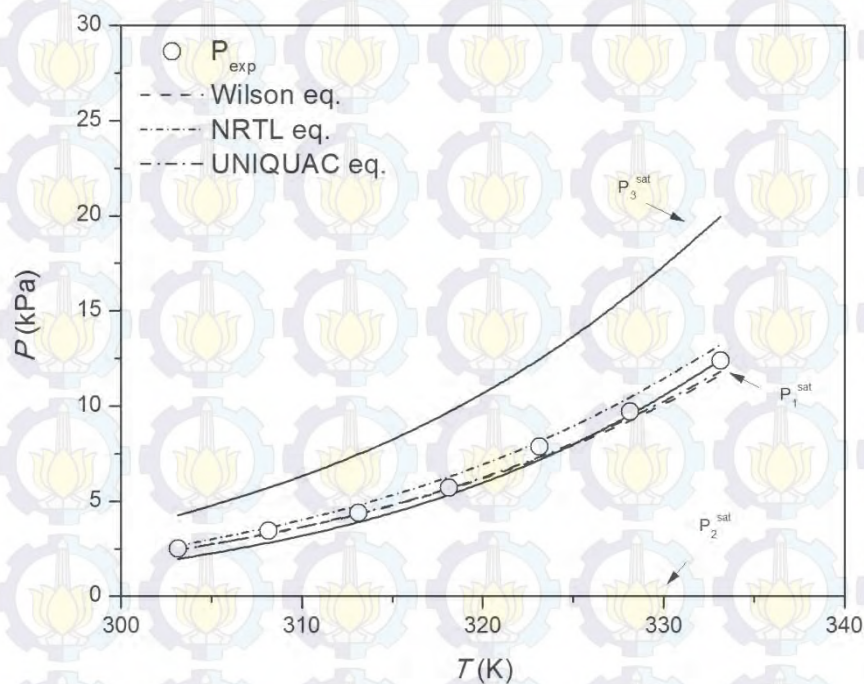


Gambar 4. 20 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0026$  dan  $x_2=0.4000$ )



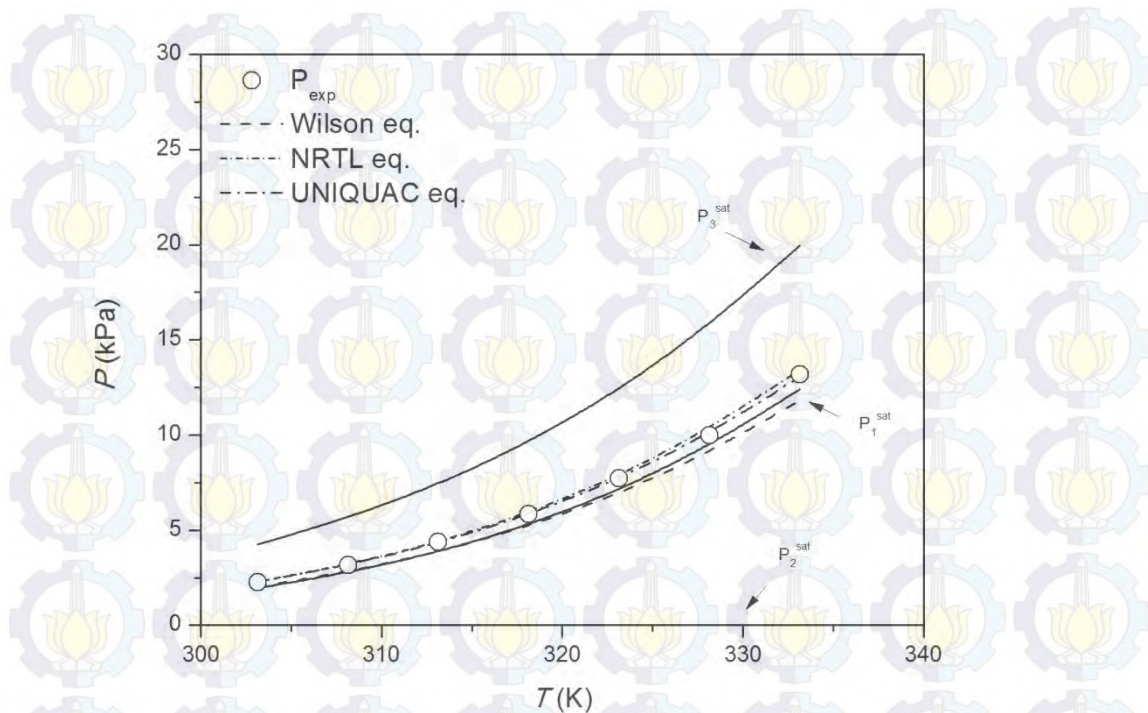


Gambar 4.21 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0077$  dan  $x_2=0.4000$ )

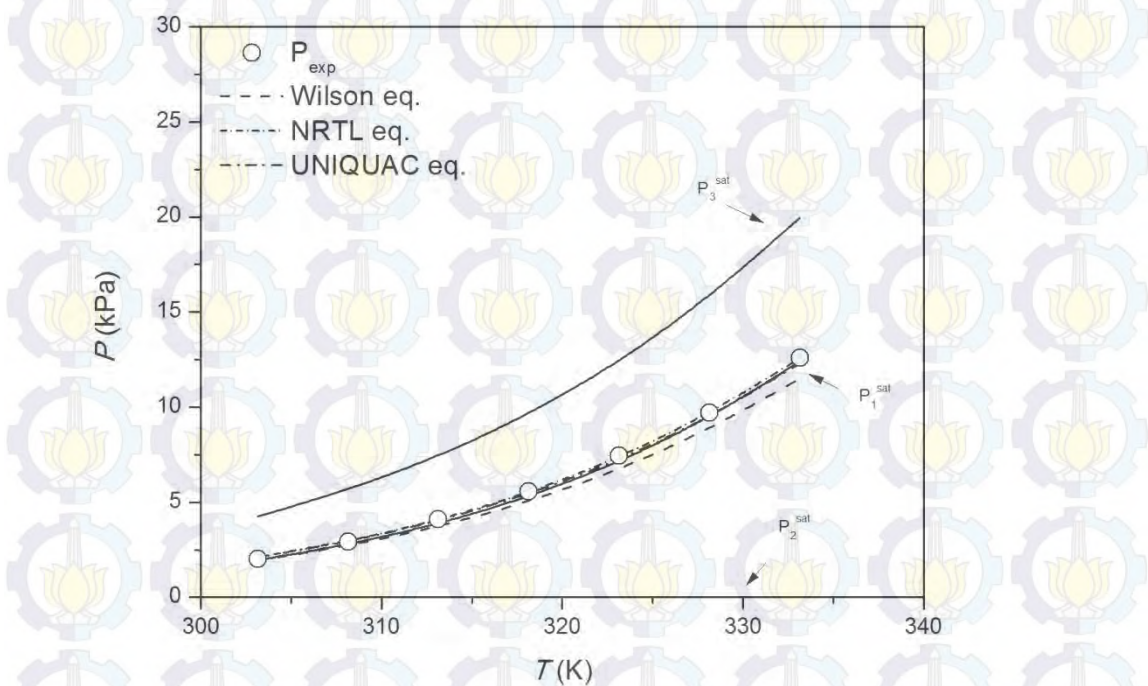


Gambar 4. 22 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0171$  dan  $x_2=0.4000$ )



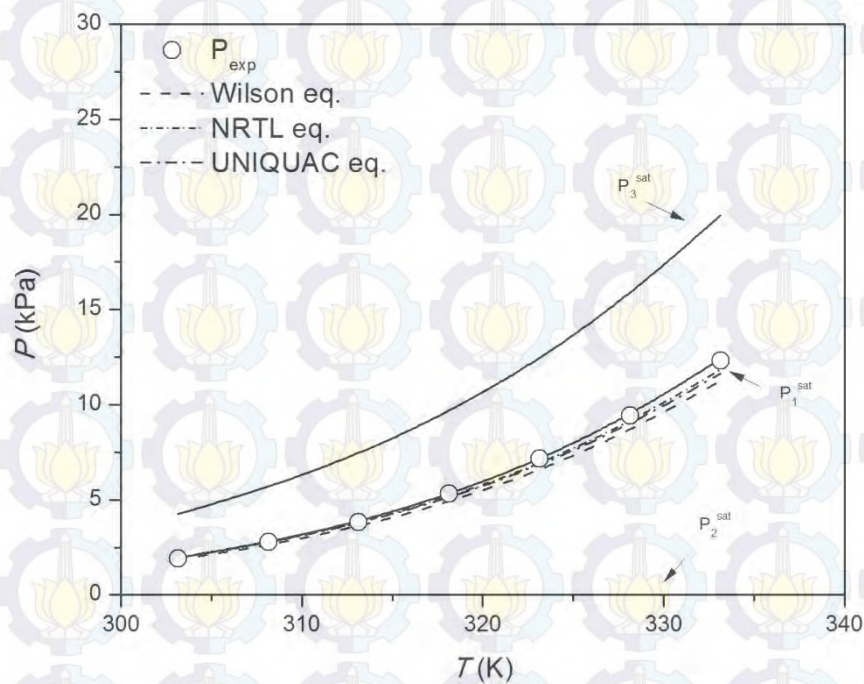


Gambar 4.23 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4878$  dan  $x_2=0.4000$ )

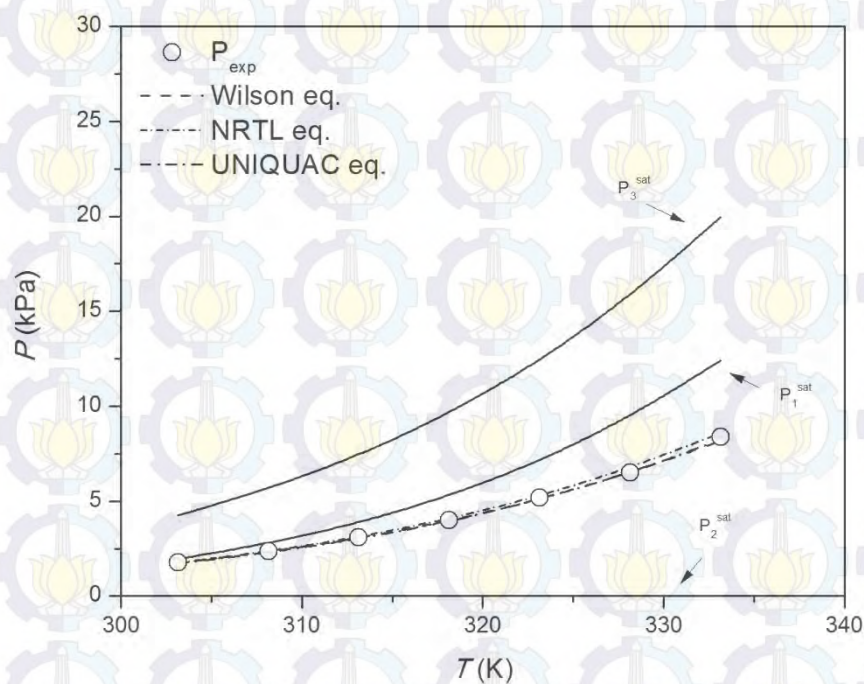


Gambar 4.24 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.5310$  dan  $x_2=0.4000$ )



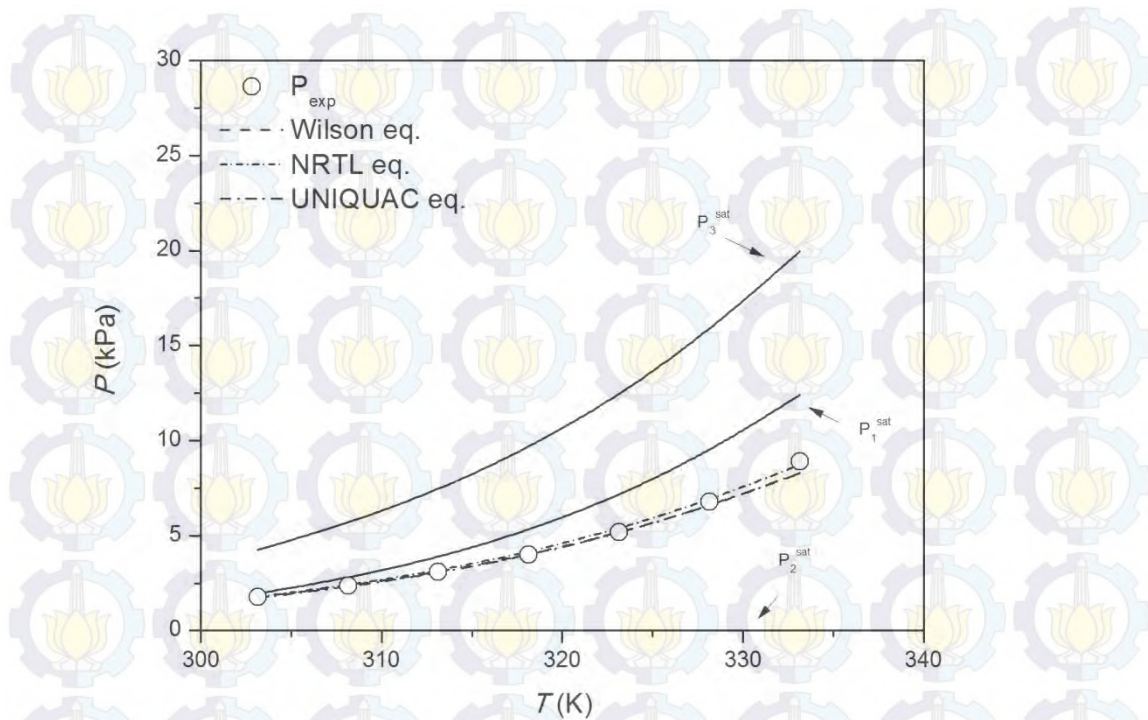


Gambar 4.25 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.5657$  dan  $x_2=0.4000$ )

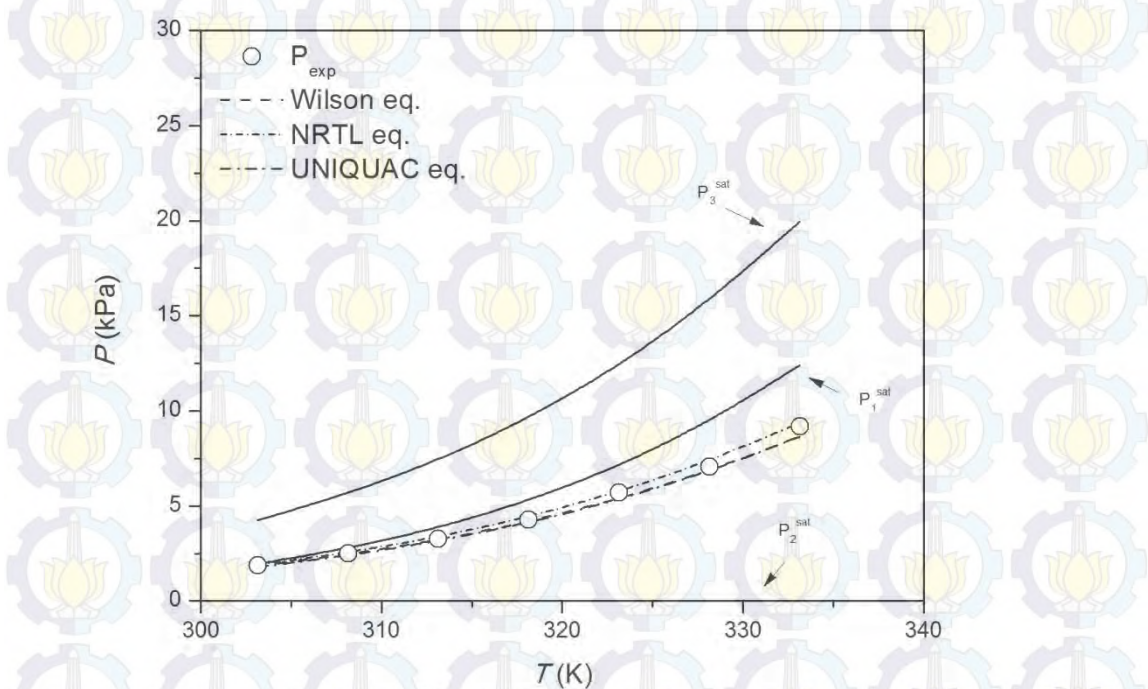


Gambar 4.26 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0012$  dan  $x_2=0.5000$ )



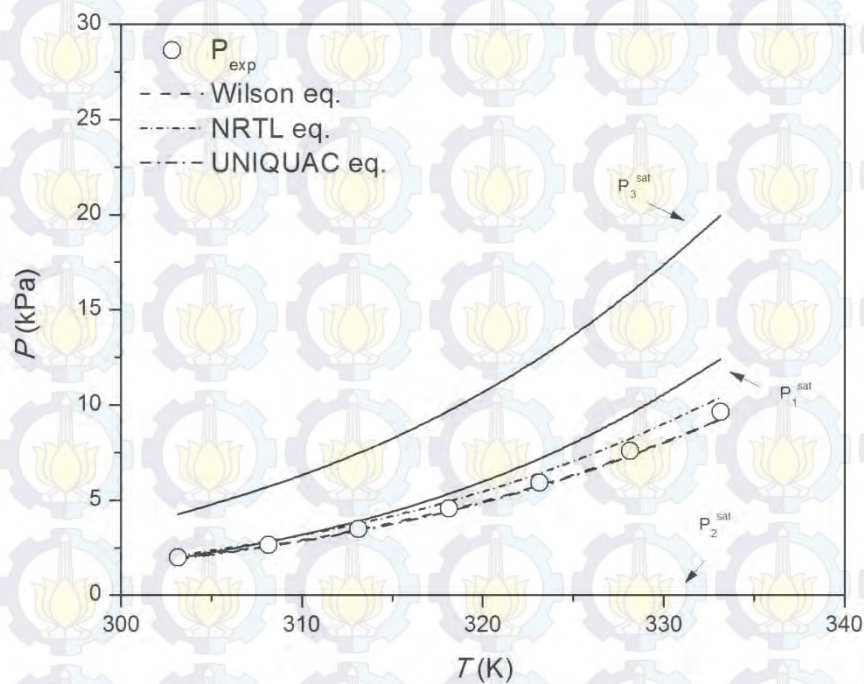


Gambar 4.27 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0021$  dan  $x_2=0.5000$ )

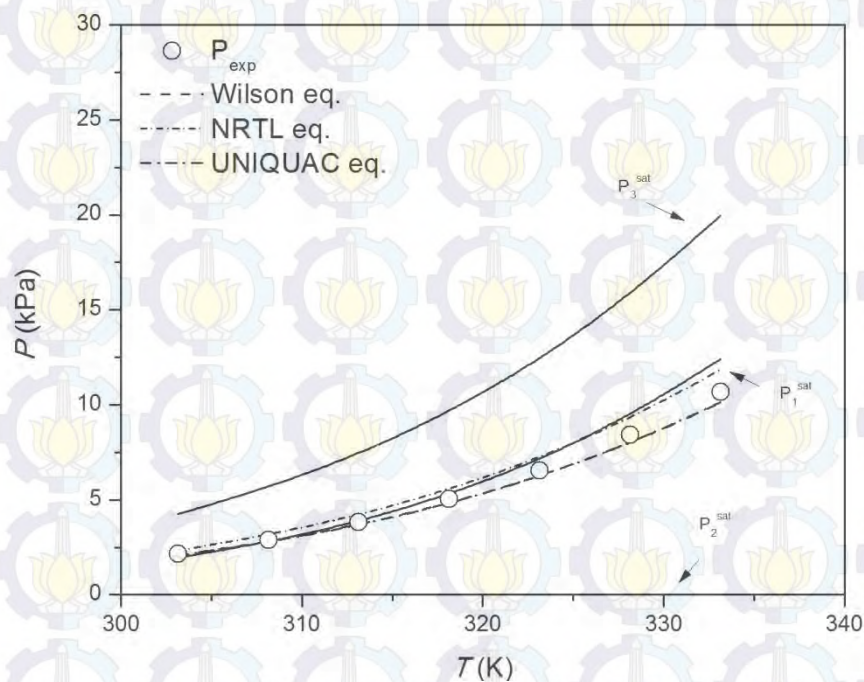


Gambar 4.28 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0064$  dan  $x_2=0.5000$ )



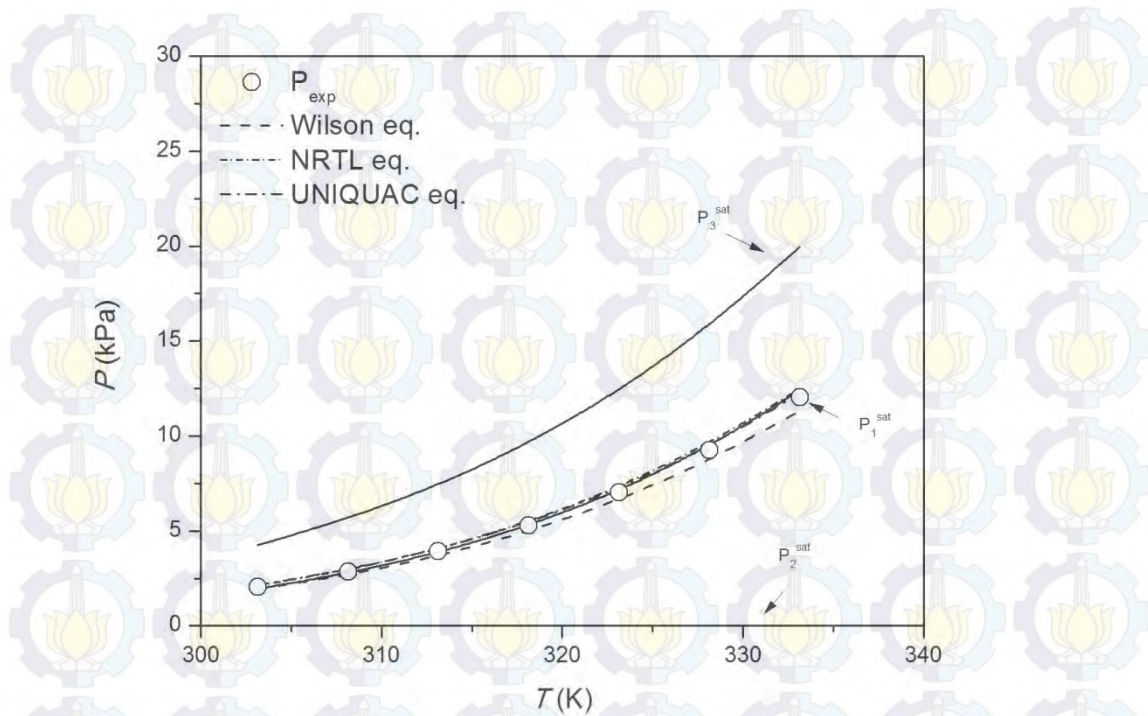


Gambar 4.29 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0143$  dan  $x_2=0.5000$ )

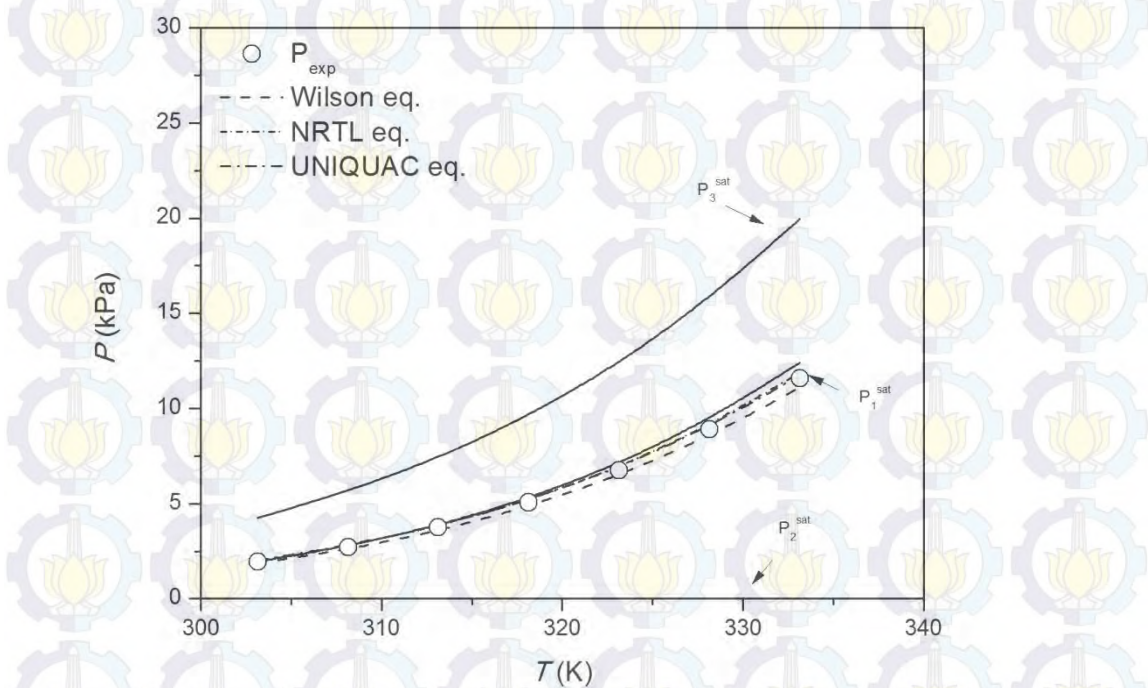


Gambar 4.30 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.0286$  dan  $x_2=0.5000$ )



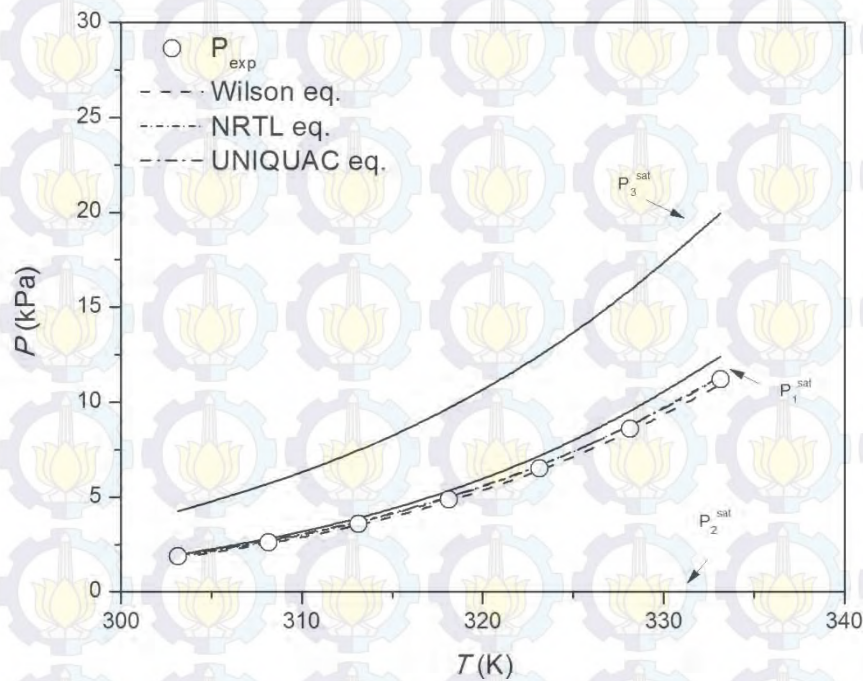


Gambar 4.31 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4065$  dan  $x_2=0.5000$ )

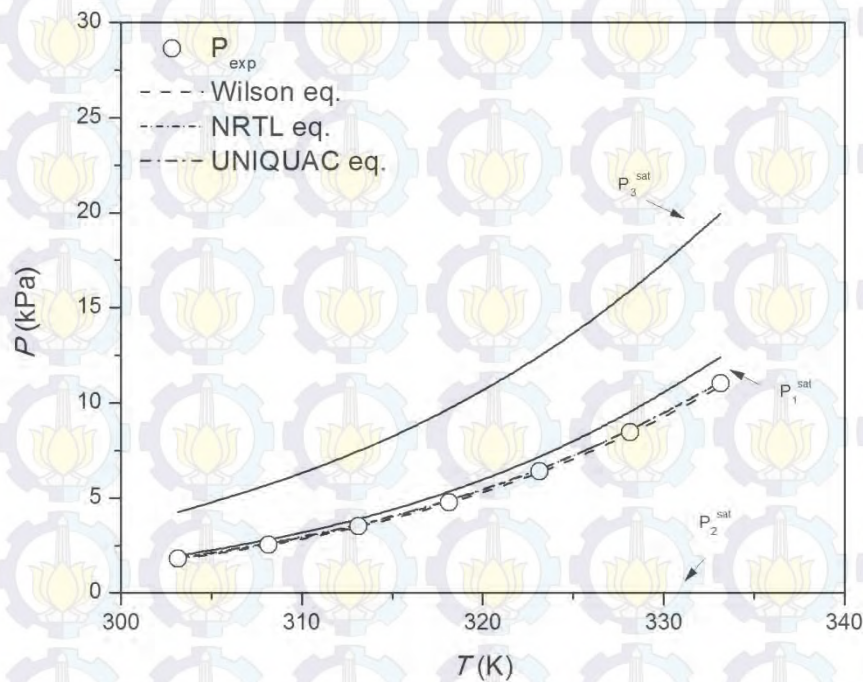


Gambar 4.32 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4425$  dan  $x_2=0.5000$ )





Gambar 4.33 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4714$  dan  $x_2=0.5000$ )



Gambar 4.34 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) ( $x_1=0.4875$  dan  $x_2=0.5000$ )

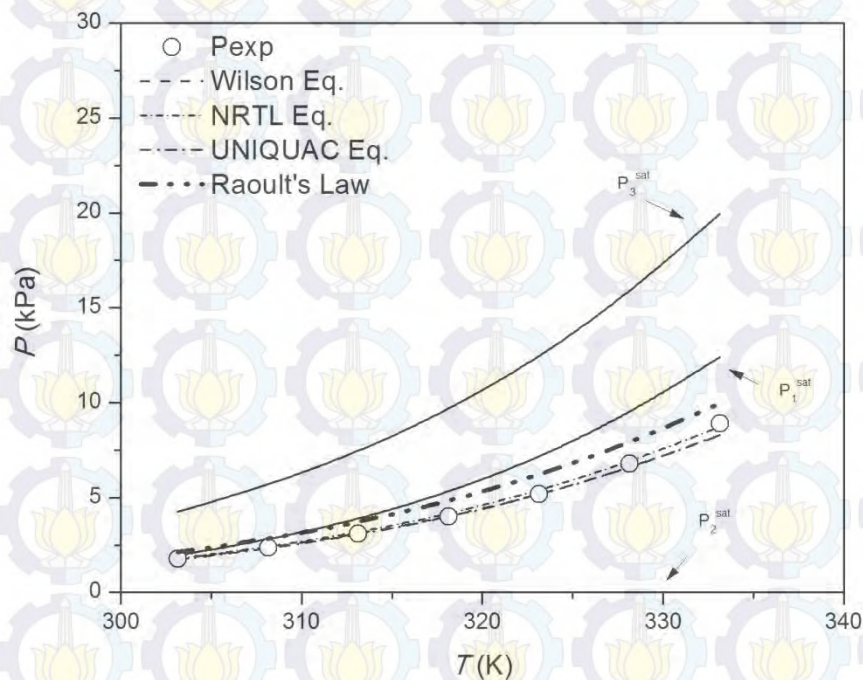


Berdasarkan perhitungan didapatkan bahwa semua nilai  $y_2$  mendekati nilai 0. Hal ini dikarenakan perbedaan titik didih gliserol ( $290^\circ\text{C}$ ) dengan 2-metil 1-propanol ( $106\text{-}108^\circ\text{C}$ ) dan air ( $100^\circ\text{C}$ ) sangat jauh, sehingga semua uap yang terbentuk merupakan senyawa dengan titik didih yang lebih rendah, yakni 2-metil 1-propanol dan air.

Hukum Raoult menyatakan bahwa tekanan uap larutan ideal dipengaruhi oleh tekanan uap pelarut dan fraksi mol zat terlarut yang terkandung dalam larutan tersebut.

Untuk larutan yang mengikuti hukum Raoult, interaksi antara molekul individual antar komponen sama dengan interaksi molekul dalam tiap komponen. Larutan semacam ini disebut larutan ideal. Selain itu, hukum Raoult dapat diterapkan untuk tekanan rendah sampai menengah (asumsi gas ideal). Berdasarkan hasil eksperimen dapat diketahui bahwa campuran 2-metil-1-propanol+gliserol+air dalam sistem bukan merupakan larutan ideal sehingga tidak dapat dikorelasikan dengan hukum Raoult dengan nilai penyimpangannya terhadap hasil eksperimen sebesar 21.0%. Hal ini menandakan bahwa reaksi berjalan secara endotermis, artinya interaksi antara molekul didalam komponen lebih tinggi dibandingkan interaksi antar molekul didalam campuran. Oleh karena itu diperlukan pemanasan untuk melepaskan ikatan didalam molekul tersebut





Gambar 4.35 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Korelasi menggunakan Hukum Raoult's terhadap Suhu pada Sistem Terner 2-Metil-1-Propanol(1) + Gliserol(2) + Air(3) ( $x_1=0.0021$  dan  $x_2=0.5000$ )

Berdasarkan Gambar 4.35 didapatkan bahwa tekanan yang ditunjukkan dengan menggunakan hukum Raoult mendekati tekanan uap murni komponen kedua, hal ini disebabkan oleh komposisi pada campuran tersebut didominasi oleh komponen kedua, yakni gliserol sebesar 0.5000, sedangkan komponen pertama sebesar 0.0021 dan komponen ketiga sebesar 0.4979 serta nilai tekanan uap murni komponen pertama yang cukup besar. Tekanan campuran berdasarkan hukum Raoult akan sebanding dengan besarnya komposisi dan tekanan uap murni masing – masing komponennya.

Selanjutnya, data eksperimen yang telah didapatkan dibandingkan dengan hasil prediksi menggunakan konsep aktivitas koefisien, yakni Wilson, NRTL, dan UNIQUAC dengan menggunakan parameter – parameter sistem biner masing – masing komponen dalam sistem 2-metil-1-propanol. Parameter – parameter tersebut didapatkan melalui eksperimen dan juga studi literatur.



Tabel 4.8 Parameter, Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC, dan Prediksi pada Sistem Terner 2-Metil 1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

Model	2-Metil-1-Propanol(1) + Gliserol (2)	Gliserol (2 ) + Air (3)	2-Metil-1-Propanol (1) + Air (3)	AAD <sup>a</sup>
Wilson				
$a_{ij}$	2518.0	-774.9	9945.0	3.6%
$a_{ji}$	6562.9	711.7	2519.1	
NRTL				
$b_{ij}$	5416.6	-1100.8	2196.6	3.0%
$b_{ji}$	3356.9	1101.3	9766.8	
$\alpha$	0.47	3.2	0.4	
UNIQUAC				
$\Delta u_{ij}$	930.1	-1428.5	1221.5	2.6%
$\Delta u_{ji}$	365.4	1586.8	1507.6	
Raoult's Law				21.0%

<sup>a</sup>  $AAD = (1/n) \sum_{i=1}^n |(P_{cal} - P_{exp}) / P_{exp}|_i \cdot 100\%$ , dimana  $n$  merupakan jumlah data.

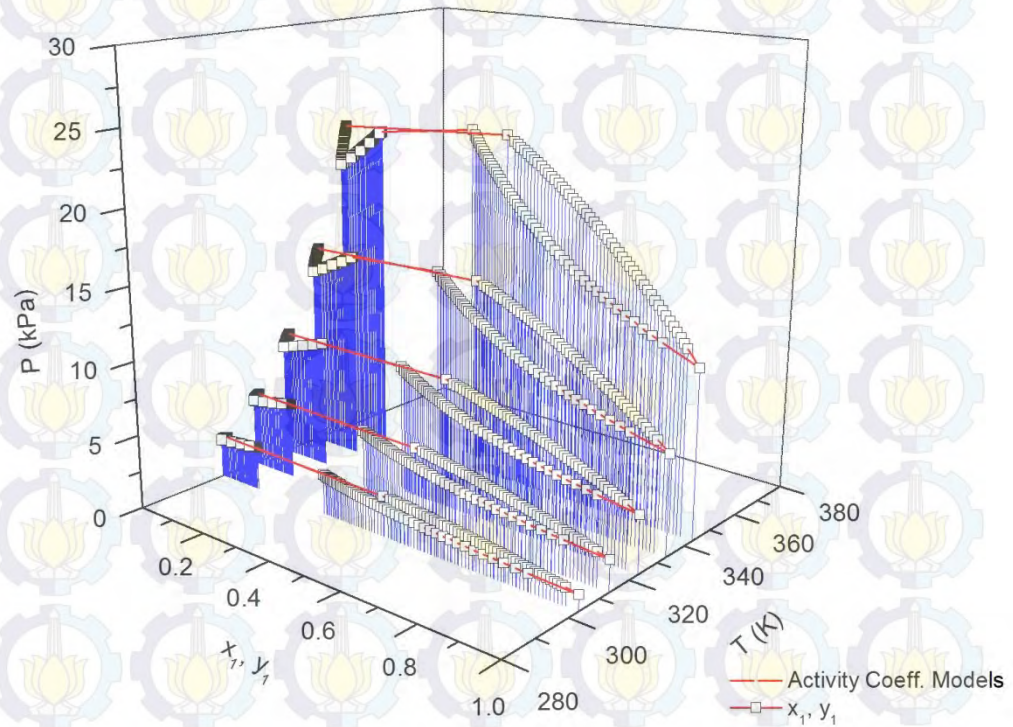
Berdasarkan Tabel 4.8 menunjukkan bahwa nilai AAD yang didapatkan dengan menggunakan persamaan Wilson sebesar 3.6%, persamaan NRTL sebesar 3.0% dan yang terendah adalah persamaan UNIQUAC dengan nilai AAD 2.6%. Penyimpangan hasil eksperimen dengan korelasi yang dihasilkan pada sistem 2-metil-1-propanol + gliserol + air dapat disebabkan oleh ketidaksesuaian persamaan koefisien aktifitas untuk mengukur data kesetimbangan uap – cair pada komposisi yang mendekati daerah kesetimbangan cair – cair pada sistem tersebut. Persamaan UNIQUAC memberikan korelasi terbaik karena penggunaannya sangat baik dan akurat untuk larutan non elektrolit, polar, dan memiliki ikatan hidrogen. Dimana dalam penelitian ini, 2-metil-1-propanol yang merupakan larutan alkohol yang bersifat nonelektrolit, air memiliki ikatan hidrogen, serta gliserol merupakan larutan polar.



Persamaan UNIQUAC didasarkan atas konsep excess Gibbs energy yang mempertimbangkan perbedaan ukuran dan bentuk molekul dalam campuran dan dapat diaplikasikan untuk campuran multikomponen. Selain itu, persamaan UNIQUAC juga dapat diaplikasikan dengan baik untuk campuran *partially miscible*, dan juga untuk larutan yang dikatakan tidak ideal karena memiliki struktur molekul berbeda dengan hanya menggunakan dua parameter disesuaikan per campuran biner. Persamaan ini mampu merepresentasi kesetimbangan uap-cair dan kesetimbangan cair-cair untuk berbagai macam campuran dengan cukup baik (Abrams dan Prausnitz, 1975).

Selain itu, berdasarkan data hasil korelasi dengan menggunakan ketiga persamaan koefisien aktifitas, didapatkan bahwa nilai koefisien aktifitas masing – masing komponen menjauhi nilai 1, hal ini menunjukkan bahwa campuran sistem terner tersebut merupakan campuran larutan tidak ideal. Berdasarkan Gambar 4.3 sampai 4.35 didapatkan bahwa *vapor pressure* gliserol memiliki nilai terendah dibandingkan dengan kedua senyawa lainnya, alkohol dan air. Gliserol merupakan senyawa dengan tingkat *volatility* dan *vapor pressure* yang rendah, pada rentan temperatur 0 hingga 70°C, pengaruh atau kontribusi temperatur terhadap *vapor pressure* gliserol sangatlah rendah (Quispe et al., 2013).





Gambar 4.36 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen, Perhitungan, dan Prediksi terhadap Suhu dan Komposisi pada Sistem Terner 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)

Berdasarkan Gambar 4.36 didapatkan bahwa semakin tinggi komposisi alkohol dalam campuran, maka tekanan total yang terukur akan semakin rendah, hal ini disebabkan karena tekanan uap-jenuh alkohol lebih rendah dibandingkan dengan tekanan uap-jenuh air pada suhu yang sama. Selain itu, didapatkan pula bahwa semakin tinggi suhu sistem, maka tekanan total sistem akan semakin tinggi pula.



Selain itu, dari hasil eksperimen untuk sistem terner 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air didapatkan bahwa ketiga persamaan koefisien aktifitas, Wilson, NRTL, dan UNIQUAC, mampu merepresentasikan data kesetimbangan dengan cukup baik dengan hanya menggunakan parameter biner masing – masing sistem, meskipun AAD yang didapatkan tidak lebih baik daripada sistem biner seperti yang didapatkan pada hasil eksperimen oleh (Venera et al., 2013).

Penggunaan persamaan koefisien aktifitas Wilson, NRTL, dan UNIQUAC sangatlah spesifik dalam merepresentasikan kesetimbangan uap-cair suatu campuran yang tidak ideal. Artinya keakuratan persamaan – persamaan tersebut bergantung pada jenis dan sifat campuran, apabila campuran tersebut terdiri atas ukuran dan bentuk molekul yang sangat berbeda serta termasuk campuran *partially miscible*, maka persamaan UNIQUAC akan mampu merepresentasikan kesetimbangan uap-cair lebih baik daripada persamaan lainnya. Namun apabila suatu campuran tersebut tidak terlalu memiliki perbedaan ukuran dan bentuk molekul, maka persamaan Wilson dan NRTL akan mampu merepresentasikan kesetimbangan uap-cair dengan cukup akurat.

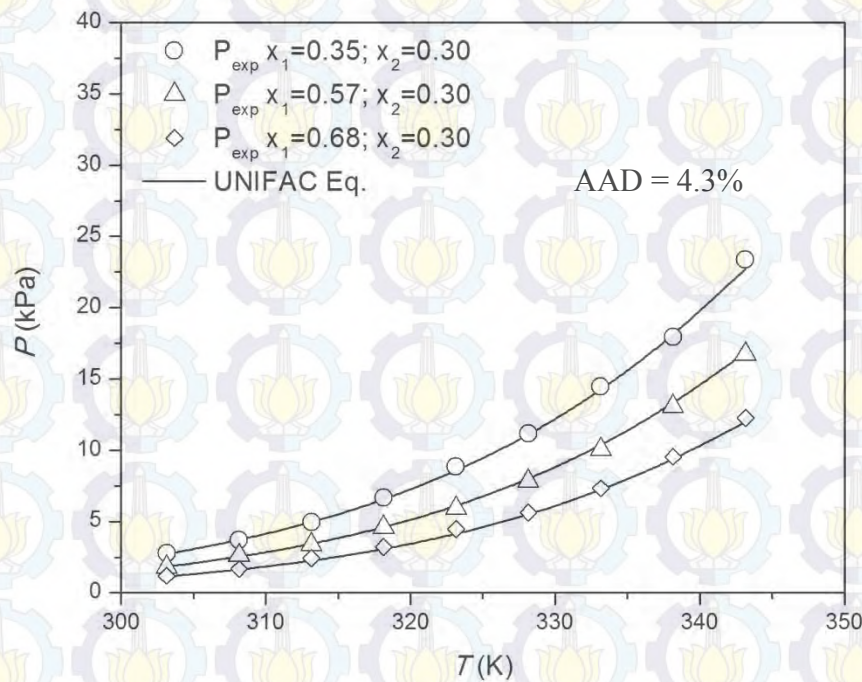
#### **4.4 Data Prediksi Kesetimbangan Uap-Cair Sistem Terner Alkohol+Gliserol+Air**

Metode prediksi UNIFAC *group contribution* merupakan metode prediksi kesetimbangan uap – cair paling mudah untuk memprediksi koefisien aktifitas fase liquid pada tekanan dan temperatur sedang (Hansen et al., 1991). Persamaan ini merupakan persamaan yang umum digunakan untuk memprediksi data kesetimbangan. Berikut merupakan pembahasan hasil prediksi data kesetimbangan uap – cair untuk sistem alkohol (1-butanol / 2-metil-1-propanol) + gliserol + air serta perbandingannya dengan data hasil eksperimen.

Data parameter persamaan UNIFAC yang digunakan pada penelitian ini, termasuk *group volume*, *area parameter* dan *group interaction* ditunjukkan pada Tabel 2.4 sampai 2.5 Grafik perbandingan antara hasil eksperimen dan prediksi untuk sistem alkohol (1-butanol / 2-metil-1-propanol) + gliserol + air ditunjukkan oleh Gambar 4.38 sampai 4.39. Sedangkan pada Tabel 4.7 didapatkan

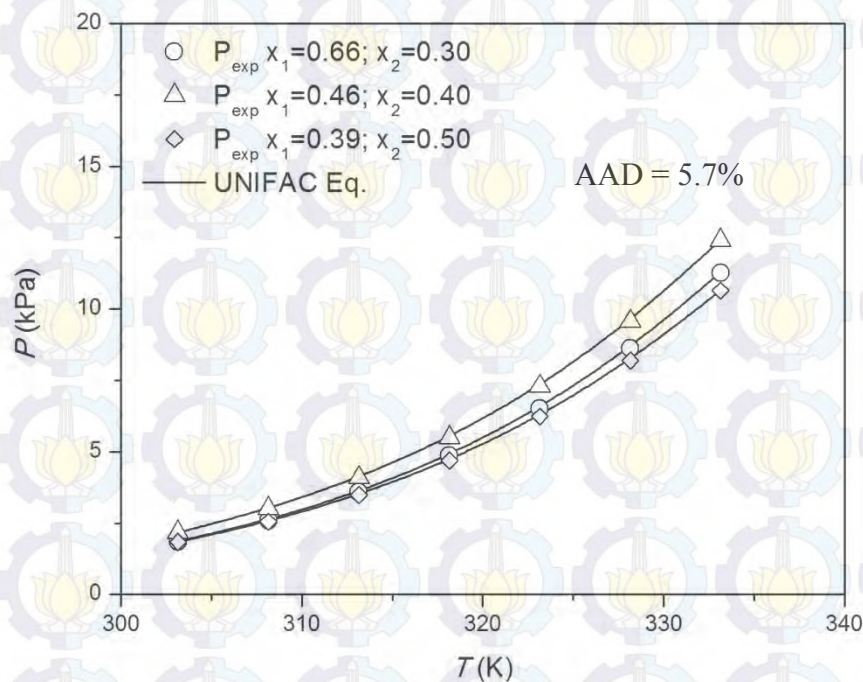


perbandingan hasil eksperimen dengan model prediksi memberikan AAD sebesar 4.3% dan 5.7% masing – masing untuk sistem 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air. Berdasarkan data tersebut, didapatkan bahwa hasil prediksi dengan menggunakan persamaan UNIFAC memberikan hasil yang cukup baik.



Gambar 4.37 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) pada Beberapa Komposisi

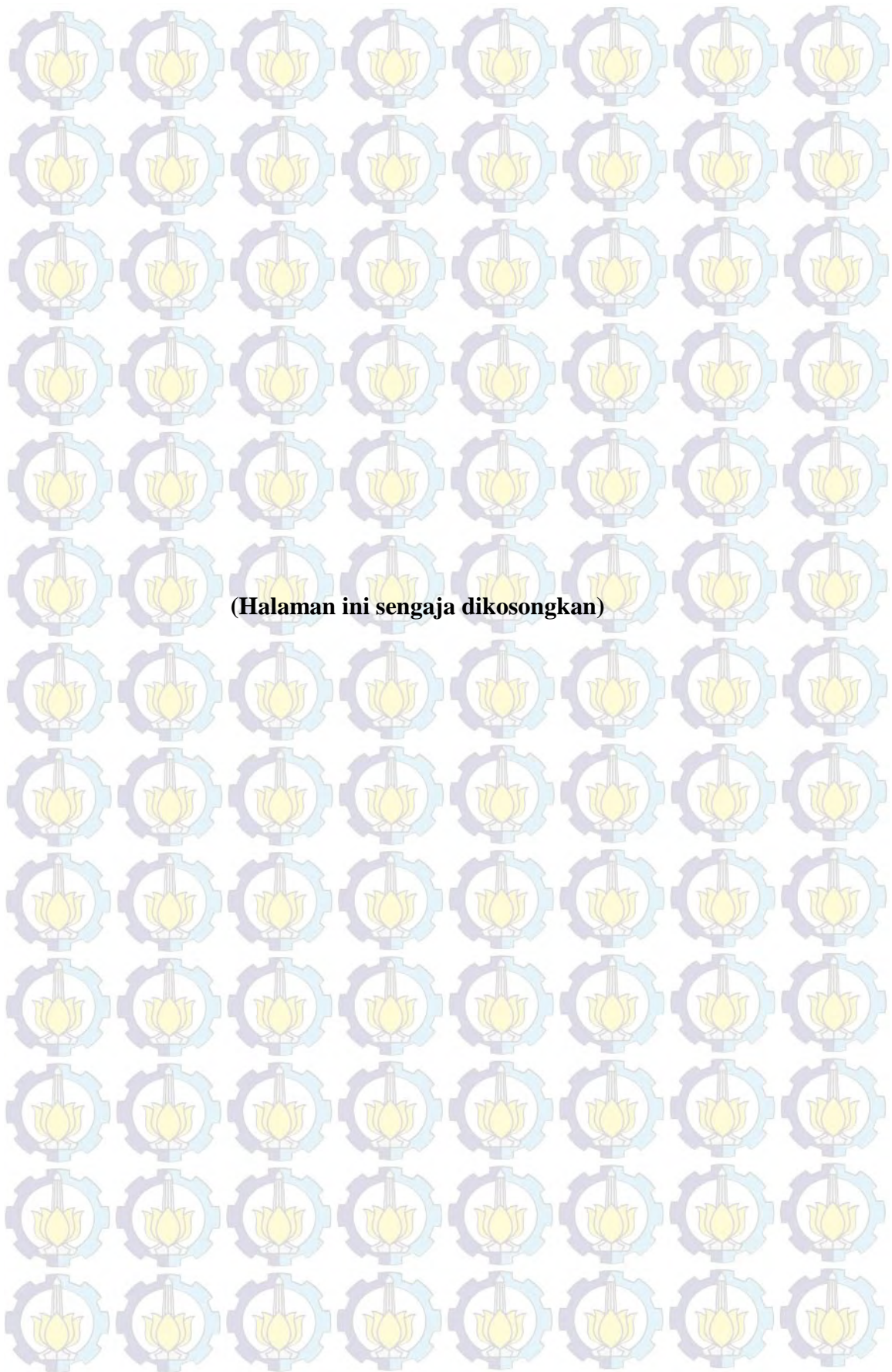




Gambar 4.38 Hubungan antara Tekanan Uap Campuran Eksperimen dan Prediksi terhadap Suhu pada Sistem Ternar 2-Metil-1-Propanol(1)+Gliserol(2)+Air(3) pada Berbagai Komposisi

Penggunaan persamaan UNIFAC ini rata – rata memberikan ketepatan dibawah 20% jika dibandingkan dengan data eksperimen serta dapat dijadikan sebagai perluasan data untuk campuran. Selain itu, persamaan UNIFAC ini juga baik digunakan untuk larutan nonelektrolit dan campuran dengan jenis grup distribusi yang berbeda. Namun dibandingkan dengan data eksperimen tentu nilainya memiliki eror yang lebih tinggi.







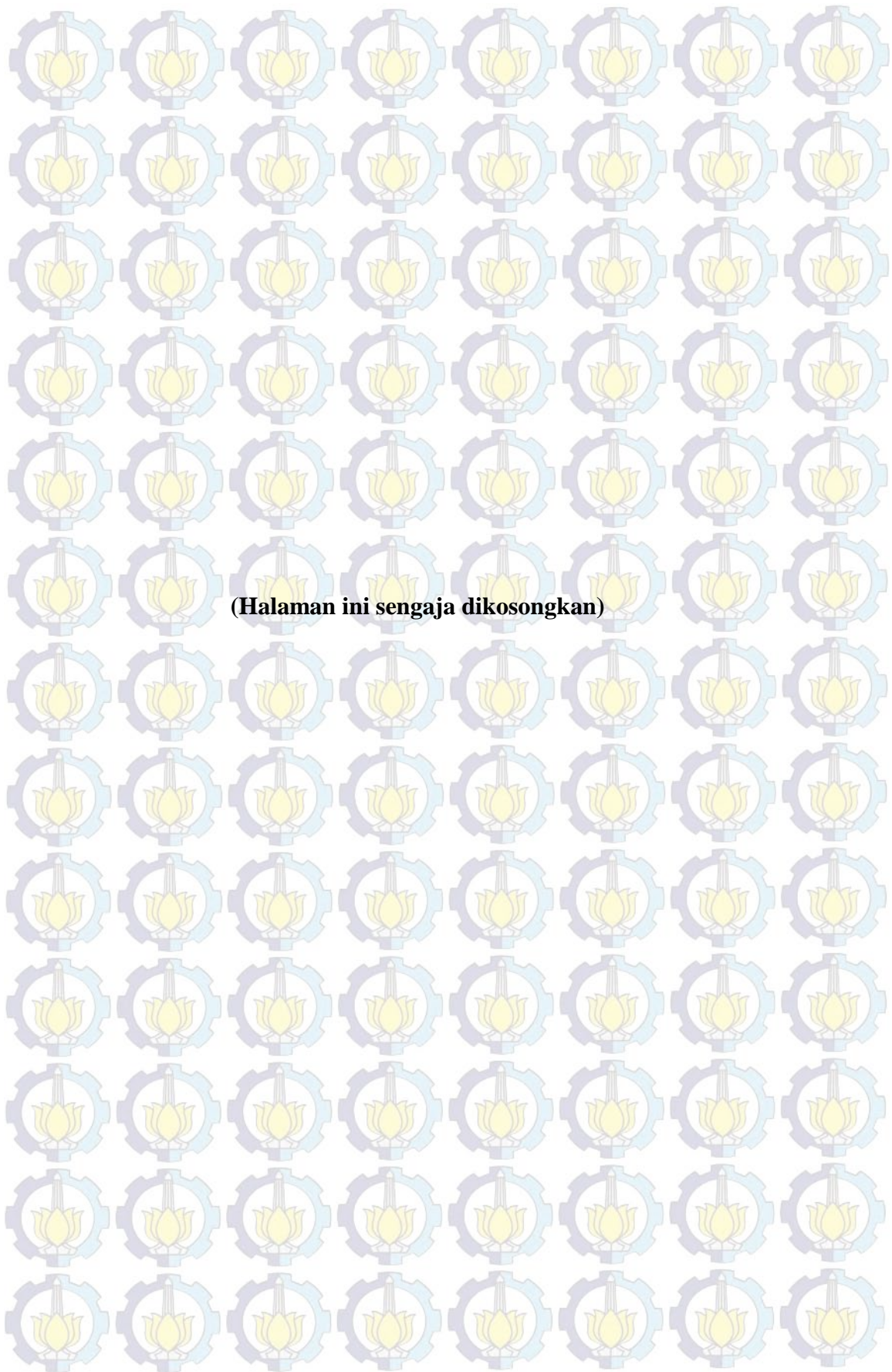
## BAB 5

### KESIMPULAN

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan dapat disimpulkan bahwa :

1. Telah didapatkan data kesetimbangan uap cair yang akurat untuk sistem terner 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air pada suhu berbeda secara eksperimen.
2. Berdasarkan hasil prediksi data kesetimbangan uap cair untuk sistem 1-butanol + gliserol + air dan 2-metil-1-propanol + gliserol + air dengan menggunakan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC menghasilkan AAD antara tekanan uap eksperimen dengan tekanan uap prediksi sebesar 1.7%, 1.7%, dan 1.4% untuk sistem 1-butanol + gliserol + air dan 3.6%, 3.0%, dan 2.6% untuk sistem 2-metil-1-propanol + gliserol + air.
3. Persamaan UNIFAC mampu memprediksi data kesetimbangan uap-cair untuk kedua sistem tersebut dengan cukup baik.







## DAFTAR PUSTAKA

- A. Fredenslund, A., Gmehling, J., dan Rasmussen, P. (1977), *Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC*. Elsevier.
- Abrams, D.S., dan Prausnitz, J.M. (1975), "Statistical thermodynamics of liquid mixtures: A new expression for the excess Gibbs energy of partly or completely miscible systems", *AIChE J.*, 21, 116-128.
- Chang, C.-W., Hsiung, T.-L., Lui, C.-P., dan Tu, C.-H. (2015), "Densities, surface tensions, and isobaric vapor-liquid equilibria for the mixtures of 2-propanol, water, and 1,2-propanediol", *Fluid Phase Equilib.*, 389, 28-40.
- Chen, R., Ding, H., Liu, M., Qi, J., Zhou, H., dan Chen, N. (2014), "Isobaric vapor-liquid equilibrium for binary system of methyl myristate + methyl palmitate at 0.5, 1.0 and 1.4 kPa", *Fluid Phase Equilib.*, 382, 133-138.
- Coelho, R., dos Santos, P.G., Mafra, M.R., Cardozo-Filho, L., dan Corazza, M.L. (2011), "(Vapor+ liquid) equilibrium for the binary systems {water + glycerol} and {ethanol + glycerol, ethyl stearate, and ethyl palmitate} at low pressures", *J. Chem. Thermodyn.*, 43, 1870-1876.
- Demirbas, A. (2005), "Biodiesel production from vegetable oils via catalytic and non-catalytic supercritical methanol transesterification methods", *Prog. Energy Combust. Sci.*, 31, 466-487.
- Dong, J., Feng, C., dan Li, Y. (2011), "Isothermal Vapor-Liquid Equilibrium for Methanol and 2,3-Dimethyl-1-butene at 343.06 K, 353.27 K, 363.19 K, and 372.90 K", *J. Chem. Eng. Data*, 56, 2386-2392.
- Dulitskaya, K.A. (1945), "Vapour Pressure of Binary Systems", *Zh. Obshch. Khim.*, 15, 9-21.
- Fischer, K., dan Gmehling, J. (1994), "P-x and gamma infin. data for the different binary butanol-water systems at 50 degree.C", *J. Chem. Eng. Data*, 39, 309-315.
- Fredenslund, A., Jones, R.L., dan Prausnitz, J.M. (1975), "Group-contribution estimation of activity coefficients in nonideal liquid mixtures", *AIChE J.*, 21, 1086-1099.



- Gmehling, J., Menke, J., Krafczyk, J., dan Fischer, K. (1994), *Azeotropic Data, Part I and Part II* VCH-Publishers, Weinheim, New York.
- Gmehling, J., Li, J.J., dan Schiller, M. (1993), *Ind. Eng. Chem. Res.*, 32, 178.
- Hansen, H.K., Rasmussen, P., Fredenslund, A., Schiller, M., dan Gmehling, J. (1991), "Vapor-liquid equilibria by UNIFAC group contribution. 5. Revision and extension", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 30, 2352-2355.
- Hull, A., Golubkov, I., Kronberg, B., dan Van Stam, J. (2005), "Alternative fuel for conventional spark ignition engines based on a standard gasoline, ethanol and other oxygenates", *Int. J. Engine Res.*, 203-214.
- Jin, C., Yao, M., Liu, H., Lee, C.-f.F., dan Ji, J. (2011), "Progress in the production and application of n-butanol as a biofuel", *Renew. Sust. Energ. Rev.*, 15, 4080-4106.
- Keera, S.T., El Sabagh, S.M., dan Taman, A.R. (2011), "Transesterification of vegetable oil to biodiesel fuel using alkaline catalyst", *Fuel*, 90, 42-47.
- Kodama, D., Kato, M., dan Kaneko, T. (2013), "Volumetric behavior of carbon dioxide + 2-methyl-1-propanol and carbon dioxide + 2-methyl-2-propanol mixtures at 313.15 K", *Fluid Phase Equilib.*, 357, 57-63.
- Koh, M.Y., dan Mohd. Ghazi, T.I. (2011), "A review of biodiesel production from *Jatropha curcas* L. oil", *Renew. Sust. Energ. Rev.*, 15, 2240-2251.
- Kosuge, H., dan Iwakabe, K. (2005), "Estimation of isobaric vapor-liquid-liquid equilibria for partially miscible mixture of ternary system", *Fluid Phase Equilib.*, 233, 47-55.
- Mustain, A., Wiguno, A., Irwansah, W.F.E., Winarsih, W., dan Wibawa, G. (2013), "Vapor pressure measurements of methanol + glycerol and 1-propanol + glycerol at different temperatures using a modified othmer-type ebulliometer", *4th International Seminar on Applied Technology, Science, and Art (APTECS)*, Surabaya, Indonesia.
- Mustain, A., Priharnanto, W., Nuswantara, M.R.P., dan Wibawa, G. (2014), "Isothermal vapor liquid equilibrium of tert-butanol + glycerol at 318.15-328.15 K", *International Conference on Green Technology (ICGT)*, Semarang, Indonesia.



Ognisty, T.P. (1995), "Analyze Distillation Columns With Thermodynamics", *Chem. Eng. Prog.*, 40–46.

Oktavian, R., Amidelsi, V., Rasmito, A., dan Wibawa, G. (2013), "Vapor pressure measurements of ethanol–isooctane and 1-butanol–isooctane systems using a new ebulliometer", *Fuel*, 107, 47-51.

Oliveira, M.B., Teles, A.R.R., Queimada, A.J., dan Coutinho, J.A.P. (2009), "Phase equilibria of glycerol containing systems and their description with the Cubic-Plus-Association (CPA) Equation of State", *Fluid Phase Equilib.*, 280, 22-29.

Parsons, M., Westh, P., Davies, J., Trandum, C., To, E.H., Chiang, W., Yee, E.M., dan Koga, Y. (2001), "A thermodynamic study of 1-propanol–glycerol–H<sub>2</sub>O at 25°C: effect of glycerol on molecular organization of H<sub>2</sub>O", *Journal of Solution Chemistry*, 30, 1007-1028.

Peng, Y., Fu, J., dan Lu, X. (2014), "Isobaric vapor–liquid equilibrium for water + acetic acid + 1-butyl-3- methylimidazolium dibutylphosphate at 101.32 kPa", *Fluid Phase Equilib.*, 363, 220-227.

Pla-Franco, J., Lladosa, E., Loras, S., dan Montón, J.B. (2013), "Phase equilibria for the ternary systems ethanol, water + ethylene glycol or + glycerol at 101.3 kPa", *Fluid Phase Equilib.*, 341, 54-60.

Poling, B.E., Prausnitz, J.M., dan O'Connell, J.P. (2001), *The Properties of Gases and Liquids*, 5th edition, McGraw-Hill, New York, USA.

Quispe, C.A.G., Coronado, C.J.R., dan Carvalho Jr, J.A. (2013), "Glycerol: Production, consumption, prices, characterization and new trends in combustion", *Renew. Sust. Energ. Rev.*, 27, 475-493.

Reid, R.C., Prausnitz, J.M., dan Poling, B.E. (1987), *The Properties of Gases and Liquids*, 4th edition, McGraw-Hill, New York, USA.

Renon, H., dan Prausnitz, J.M. (1968), "Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures", *AIChE J.*, 14, 135-144.

Setiawati, E.D., Yudiputri, A.P., Mustain, A., dan Wibawa, G. (2014), "Isothermal vapor liquid equilibria of 1-butanol (1) + glycerol (2) and 2-methyl-1-propanol (1) + glycerol (2) systems", *2nd International Seminar*

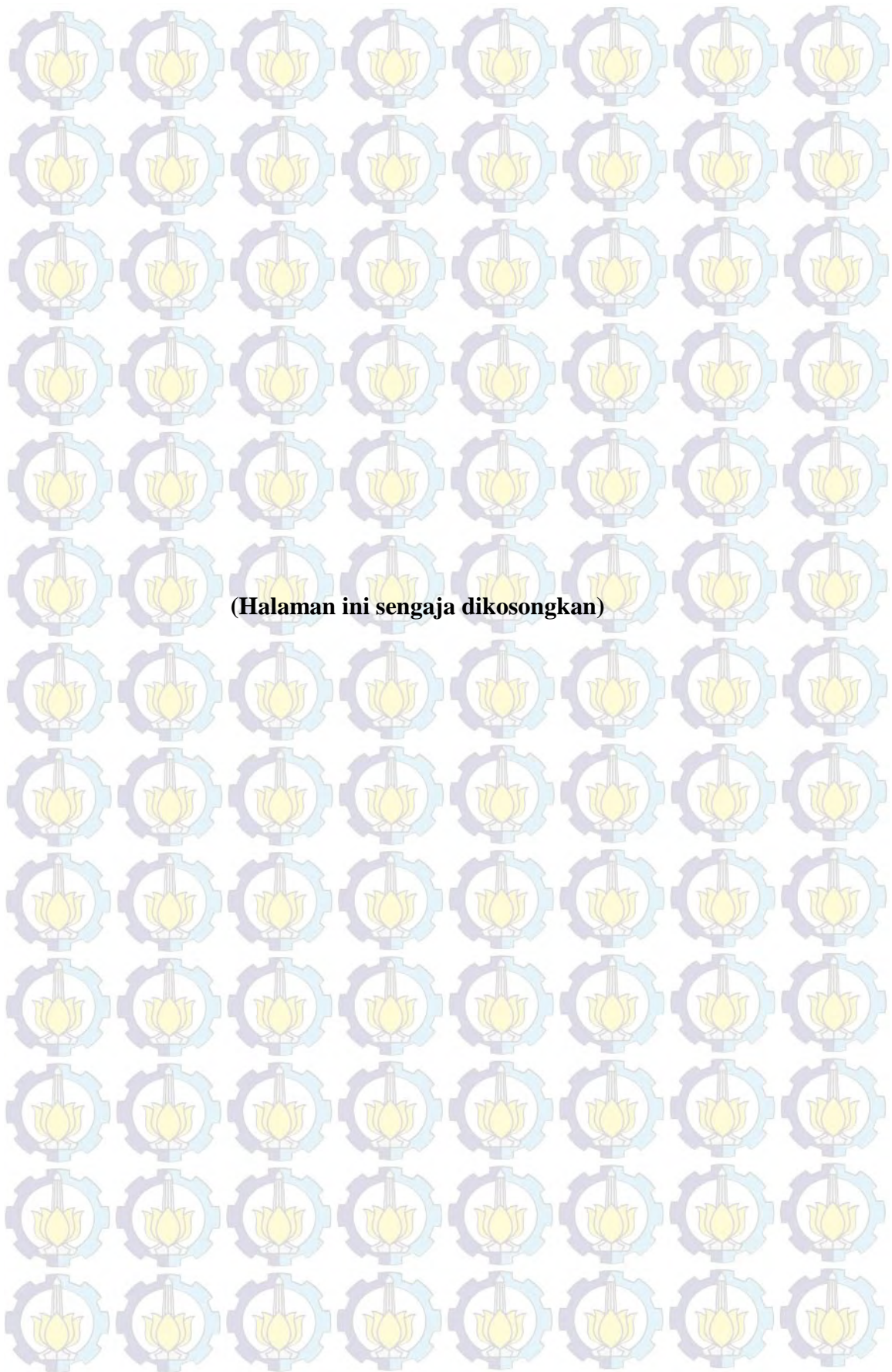


- Shimoyama, Y., Abeta, T., Zhao, L., dan Iwai, Y. (2009), "Measurement and calculation of vapor-liquid equilibria for methanol + glycerol and ethanol + glycerol systems at 493–573 K", *Fluid Phase Equilib.*, 284, 64-69.
- Song, Y., Li, J.Q., Sun, X., Feng, Z., Lin, Y., Wang, J., Ding, J., Zhang, H., dan Li, W. (2015), "Isobaric vapor-liquid equilibrium for the binary systems of 1-propanol + 1-(methoxymethoxy)-butane and 1-butanol + 1-(methoxymethoxy)-butane at 101.3 kPa", *Fluid Phase Equilib.*, 388, 16-21.
- Soujanya, J., Satyavathi, B., dan Vittal Prasad, T.E. (2010), "Experimental (vapour + liquid) equilibrium data of (methanol + water), (water + glycerol) and (methanol + glycerol) systems at atmospheric and sub-atmospheric pressures", *J. Chem. Thermodyn.*, 42, 621-624.
- Souza, W.L.R., Silva, C.S., Meleiro, L.A.C., dan Mendes, M.F. (2013), "Vapor-liquid equilibrium of the (water + glycerol) system: Experimental and modelling data at normal pressure", *J. Chem. Thermodyn.*, 67, 106-111.
- Veneral, J.G., Benazzi, T., Mazutti, M.A., Voll, F.A.P., Cardozo-Filho, L., Corazza, M.L., Guirardello, R., dan Vladimir Oliveira, J. (2013), "Thermophysical properties of biodiesel and related systems. Part I. Vapour-liquid equilibrium at low pressures of binary and ternary systems involving methanol, ethanol, glycerol, water and NaCl", *J. Chem. Thermodyn.*, 58, 398-404.
- Verhoeve, L.A.J., dan Lauwers, E. (1969), "Vapor-liquid equilibrium of the system 2-propanol-water-1,2,3-propanetriol at 760 Mm. of Hg", *J. Chem. Eng. Data*, 14, 306-309.
- Wang, Y., Gao, H., dan Yan, W. (2010), "Excess molar enthalpies of diethyl malonate + (1-butanol, 2-methyl-1-propanol, 1-pentanol, *n*-heptane, and ethyl acetate) at  $T = (288.2, 298.2, 313.2, 328.2, 338.2, \text{ and } 348.2 \text{ K})$  and  $p = 101.3 \text{ kPa}$ ", *Fluid Phase Equilib.*, 291, 8-12.
- Wang, Y., Gao, H., dan Yan, W. (2010), "Excess molar enthalpies of diethyl malonate + (1-butanol, 2-methyl-1-propanol, 1-pentanol, *n*-heptane, and



- ethyl acetate) at  $T = (288.2, 298.2, 313.2, 328.2, 338.2, \text{ and } 348.2 \text{ K})$  and  $p = 101.3 \text{ kPa}$ ", *Fluid Phase Equilib.*, 291, 8-12.
- Wardani, M.W., dan Ellena, F. (2013), *Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair Sistem Biner 2-Butanol + Gliserol dan Sistem Terner Ethanol + 2-Propanol + Gliserol pada Range Suhu 313.15 K sampai 333.15 K*, Chemical Engineering Department, ITS, Surabaya, Indonesia.
- Wibawa, G., Mustain, A., Akbarina, M.F., dan Ruslim, R.M. (2015), "Isothermal vapor-liquid equilibrium of ethanol + glycerol and 2-propanol + glycerol at different temperatures", *J. Chem. Eng. Data*, 60, 955-959.
- Wilson, G.M. (1964), "Vapor-Liquid Equilibrium. XI. A New Expression for the Excess Free Energy of Mixing", *J. Am. Chem. Soc.*, 86, 127-130.
- Yang, C., Sun, Y., Qin, Z., Feng, Y., Zhang, P., dan Feng, X. (2014), "Isobaric Vapor-Liquid Equilibrium for Four Binary Systems of Ethane-1,2-diol, Butane-1,4-diol, 2-(2-Hydroxyethoxy)ethan-1-ol, and 2-[2-(2-Hydroxyethoxy)ethoxy]ethanol at 10.0 kPa, 20.0 kPa, and 40.0 kPa", *J. Chem. Eng. Data*, 59, 1273-1280.
- Yang, Z., Xia, S., Shang, Q., Yan, F., dan Ma, P. (2014), "Isobaric Vapor-Liquid Equilibrium for the Binary System (Ethane-1,2-diol + Butan-1,2-diol) at (20, 30, and 40) kPa", *J. Chem. Eng. Data*, 59, 825-831.
- Yong, K.C., Ooi, T.L., Dzulkefly, K., Wan Yunus, W.M.Z., dan Hazimah, A.H. (2001), "Refining of crude glycerine recovered from glycerol residue by simple vacuum distillation", *Journal of Oil Palm Research*, 13, 39-44.
- Zaoui-Djelloul-Daouadji, M., Negadi, A., Mokbel, I., dan Negadi, L. (2014), "(Vapor-liquid) equilibria and excess Gibbs free energy functions of (ethanol + glycerol), or (water + glycerol) binary mixtures at several temperatures", *J. Chem. Thermodyn.*, 69, 165-171.
- Zhang, L., Wu, W., Sun, Y., Li, L., Jiang, B., Li, X., Yang, N., dan Ding, H. (2013), "Isobaric Vapor-Liquid Equilibria for the Binary Mixtures Composed of Ethylene Glycol, 1,2-Propylene Glycol, 1,2-Butanediol, and 1,3-Butanediol at 10.00 kPa", *J. Chem. Eng. Data*, 58, 1308-1315.







## APPENDIKS

### 1. Validasi Alat dengan Pengukuran Tekanan Uap Murni

#### 1.1 Validasi Tekanan Uap Murni 1-Butanol

Validasi tekanan uap murni 1-butanol menggunakan Persamaan Antoine sebagai berikut,

$$\log_{10} P_{vp} = A - \frac{B}{T(K) + C - 273.15}$$

dimana P dalam bar dan T dalam K

Konstanta Persamaan Antoine untuk 1-butanol diberikan pada tabel dibawah ini :

A	B	C
4.6493	1395.14	182.739

Contoh perhitungan tekanan uap murni 1-butanol pada 65.07°C (338.22 K) :

$$\log_{10} P_{vp} = 4.6493 - \frac{1395.14}{338.22 + 182.739 - 273.15}$$

$$\log_{10} P_{vp} = -0.98060$$

$$P_{vp} = 0.10457 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = 10.457 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap murni 1-butanol pada 65.07°C (338.22 K) sebesar 10.482 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap murni 1-butanol berdasarkan eksperimen dan perhitungan sebesar,

$$AD_{Antoine} = \left| \frac{10.482 - 10.457}{10.482} \right| \times 100\% = 0.24\%$$



Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan diperoleh AAD Persamaan Antoine terhadap eksperimen sebesar 0.1% seperti yang ditunjukkan pada tabel dibawah ini :

$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)
304.65	1.3759	327.43	5.8075	339.75	11.2737
309.50	1.9186	328.36	6.1008	340.91	12.0203
313.23	2.4478	329.66	6.5808	343.26	13.5402
319.05	3.5277	330.31	6.8207	344.19	14.2068
319.97	3.7277	332.14	7.5407	345.51	15.1400
321.25	4.0157	333.34	8.0473	345.51	15.1400
322.48	4.3410	334.38	8.5273	346.56	15.9399
323.35	4.5809	336.98	9.8071	347.95	17.0065
324.36	4.8476	337.53	10.0738		
325.86	5.3009	338.22	10.4818		
				<b>AAD</b>	<b>0.1%</b>

## 1.2 Validasi Tekanan Uap Murni 2-Metil-1-Propanol

Validasi tekanan uap murni 2-metil-1-propanol menggunakan Persamaan Antoine sebagai berikut,

$$\log_{10} P_{vp} = A - \frac{B}{T(K) + C - 273.15}$$

dimana P dalam bar dan T dalam K

Konstanta Persamaan Antoine untuk 2-metil-1-propanol diberikan pada tabel dibawah ini :

A	B	C
4.34504	1190.38	166.67

Contoh perhitungan tekanan uap murni 2-metil-1-propanol pada 55.03°C (328.18 K) :

$$\log_{10} P_{vp} = 4.34504 - \frac{1190.38}{328.18 + 166.67 - 273.15}$$

$$\log_{10} P_{vp} = -1.02429$$



$$P_{vp} = 0.09456 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = 9.456 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap murni 2-metil-1-propanol pada 55.03°C (328.18 K) sebesar 9.454 kPa. Sehingga didapatkan nilai AAD tekanan uap murni 2-metil-1-propanol berdasarkan eksperimen dan perhitungan sebesar,

$$AD_{Antoine} = \left| \frac{9.454 - 9.456}{9.454} \right| \times 100\% = 0.02\%$$

Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan diperoleh AAD Persamaan Antoine terhadap eksperimen sebesar 0.23% seperti yang ditunjukkan pada tabel dibawah ini :

$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)
313.15	3.8343	321.04	6.2608	325.28	8.0206
315.87	4.5543	321.41	6.3941	326.34	8.5273
317.04	4.9009	323.08	7.0341	327.49	9.0805
318.15	5.2742	323.16	7.0874	328.18	9.4538
320.02	5.8875	325.09	7.9140	329.35	10.0405
				333.25	12.4403
				<b>AAD</b>	<b>0.2%</b>

## 2. Perhitungan Fraksi Mol Campuran

Contoh perhitungan fraksi mol campuran 1-butanol(1)+gliserol(2)+air(3) dengan BM masing-masing senyawa 74.12 g/mol, 92.09 g/mol, dan 18.015 g/mol adalah sebagai berikut ::

Massa 1-butanol = 94.70 gram

Massa gliserol = 56.81 gram

Massa air = 2.96 gram



$$n_{1-butanol} = \frac{94.70 \text{ g}}{74.12 \text{ g/mol}} = 1.2776 \text{ mol}$$

$$n_{gliserol} = \frac{56.81 \text{ g}}{92.09 \text{ g/mol}} = 0.6169 \text{ mol}$$

$$n_{air} = \frac{2.96 \text{ g}}{18.015 \text{ g/mol}} = 0.1644 \text{ mol}$$

$$X_1 = \frac{1.2776}{1.2776 + 0.6169 + 0.1644} = 0.6205$$

$$X_2 = \frac{0.6169}{1.2776 + 0.6169 + 0.1644} = 0.2996$$

$$X_3 = \frac{0.1644}{1.2776 + 0.6169 + 0.1644} = 0.0798$$

Berikut merupakan data analitis fraksi mol dari campuran 1-butanol(1)+gliserol(2)+air(3) dan 2-metil-1-propanol(1)+gliserol(2)+air(3),

1-Butanol(1)+Gliserol(2)+Air(3)						
n <sub>total</sub>	n <sub>1</sub>	n <sub>2</sub>	n <sub>3</sub>	x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>
4.7438	0.0169	1.4231	3.3037	0.0036	0.3000	0.6964
4.6802	0.0468	1.4041	3.2293	0.0100	0.3000	0.6900
4.1599	0.2912	1.2480	2.6208	0.0700	0.3000	0.6300
2.7390	0.9586	0.8217	0.9586	0.3500	0.3000	0.3500
2.6422	1.0041	0.7926	0.8455	0.3800	0.3000	0.3200
2.4423	1.0985	0.7333	0.6104	0.4498	0.3003	0.2500
2.3153	1.1577	0.6946	0.4631	0.5000	0.3000	0.2000
2.1580	1.2309	0.6467	0.2804	0.5704	0.2997	0.1299
2.0590	1.2776	0.6169	0.1644	0.6205	0.2996	0.0798
1.9529	1.3279	0.5859	0.0391	0.6800	0.3000	0.0200

### 3. Korelasi dengan Persamaan Koefisien Aktifitas untuk Persamaan Wilson

Persamaan Wilson yang digunakan untuk menghitung tekanan uap campuran sistem terner adalah sebagai berikut,



$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1\Lambda_{11} + x_2\Lambda_{12} + x_3\Lambda_{13}) + 1 - \left( \frac{x_1\Lambda_{11}}{x_1\Lambda_{11} + x_2\Lambda_{12} + x_3\Lambda_{13}} + \frac{x_2\Lambda_{21}}{x_1\Lambda_{21} + x_2\Lambda_{22} + x_3\Lambda_{23}} + \frac{x_3\Lambda_{31}}{x_1\Lambda_{31} + x_2\Lambda_{32} + x_3\Lambda_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_1\Lambda_{21} + x_2\Lambda_{22} + x_3\Lambda_{23}) + 1 - \left( \frac{x_1\Lambda_{12}}{x_1\Lambda_{11} + x_2\Lambda_{12} + x_3\Lambda_{13}} + \frac{x_2\Lambda_{22}}{x_1\Lambda_{21} + x_2\Lambda_{22} + x_3\Lambda_{23}} + \frac{x_3\Lambda_{32}}{x_1\Lambda_{31} + x_2\Lambda_{32} + x_3\Lambda_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_3 = -\ln(x_1\Lambda_{31} + x_2\Lambda_{32} + x_3\Lambda_{33}) + 1 - \left( \frac{x_1\Lambda_{13}}{x_1\Lambda_{11} + x_2\Lambda_{12} + x_3\Lambda_{13}} + \frac{x_2\Lambda_{23}}{x_1\Lambda_{21} + x_2\Lambda_{22} + x_3\Lambda_{23}} + \frac{x_3\Lambda_{33}}{x_1\Lambda_{31} + x_2\Lambda_{32} + x_3\Lambda_{33}} \right)$$

dimana  $\Lambda_{ij} = \frac{V_j}{V_i} \exp \frac{-a_{ij}}{RT}; (i \neq j)$

dengan menggunakan parameter interaksi biner masing – masing komponen, yakni 1-butanol(1)+gliserol(2) berdasarkan eksperimen  $a_{12} = 2527.3$  J/mol,  $a_{21} = 4644.2$  J/mol, gliserol(2)+water(3) berdasarkan Dulitskaya (1945)  $a_{23} = -774.9$  J/mol,  $a_{32} = 711.7$  J/mol dan 1-butanol(1)+water(3) berdasarkan Fischer dan Gmehling (1994)  $a_{13} = 7706.6$  J/mol,  $a_{31} = 6056.0$  J/mol. Berikut adalah contoh perhitungan  $x_1 = 0.4498$ ,  $x_2 = 0.3003$ , dan  $x_3 = 0.2500$  pada suhu 303.75K.

Komponen	Eq.#	A	B	C
1-butanol	1	4.64930	1395.140	182.739
2-metil-1-propanol	1	4.34504	1190.380	166.670
gliserol	2	10.6190	4487.04	-140.2
air	1	5.11564	1687.537	230.17

Equation #1 :  $\log_{10}(Pvp) = A - B/(T + C - 273.15)$

Equation #2 :  $\ln Pvp = A - B/(T + C)$



$R = 8.3145 \text{ J/mol.K}$ ;  $V_1 = 91.96 \text{ cm}^3/\text{mol}$ ;  $V_2 = 73.03 \text{ cm}^3/\text{mol}$ ;  $V_3 = 18.07 \text{ cm}^3/\text{mol}$ ;  $P_1^{sat} = 1.288 \text{ kPa}$ ;  $P_2^{sat} = 0.00000050 \text{ kPa}$ ; dan  $P_3^{sat} = 4.408 \text{ kPa}$ .

$$\Lambda_{12} = \frac{V_2}{V_1} \exp \frac{-a_{12}}{RT} = \frac{73.03}{91.96} \exp \frac{2527.3}{8.3145 \times 303.75} = 0.2919$$

$$\Lambda_{21} = \frac{V_1}{V_2} \exp \frac{-a_{21}}{RT} = \frac{91.96}{73.03} \exp \frac{4644.2}{8.3145 \times 303.75} = 0.2002$$

$$\Lambda_{23} = \frac{V_3}{V_2} \exp \frac{-a_{23}}{RT} = \frac{18.07}{73.03} \exp \frac{-774.9}{8.3145 \times 303.75} = 0.3363$$

$$\Lambda_{32} = \frac{V_2}{V_3} \exp \frac{-a_{32}}{RT} = \frac{18.07}{73.03} \exp \frac{711.7}{8.3145 \times 303.75} = 3.0490$$

$$\Lambda_{13} = \frac{V_3}{V_1} \exp \frac{-a_{13}}{RT} = \frac{18.07}{91.96} \exp \frac{7706.7}{8.3145 \times 303.75} = 0.0093 \text{ dan}$$

$$\Lambda_{31} = \frac{V_1}{V_3} \exp \frac{-a_{31}}{RT} = \frac{91.96}{18.07} \exp \frac{6056.0}{1.987 \times 338.75} = 0.4626$$

Berdasarkan Persamaan Wilson,

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 \Lambda_{11} + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}) + 1 - \left( \frac{x_1 \Lambda_{11}}{x_1 \Lambda_{11} + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}} + \frac{x_2 \Lambda_{21}}{x_1 \Lambda_{21} + x_2 \Lambda_{22} + x_3 \Lambda_{23}} + \frac{x_3 \Lambda_{31}}{x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3 \Lambda_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_1 = -\ln(0.4498.1 + 0.3003.0.2919 + 0.25.0.0093) + 1 - \left( \frac{0.4498.1}{0.4498.1 + 0.3003.0.2919 + 0.25.0.0093} + \frac{0.3003.0.2002}{0.4498.0.2002 + 0.3003.1 + 0.25.0.3363} + \frac{0.25.0.4626}{0.4498.0.4626 + 0.3003.3.0490 + 0.25.1} \right)$$

$$\ln \gamma_1 = 0.5724$$



$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_1 \Lambda_{21} + x_2 \Lambda_{22} + x_3 \Lambda_{23}) + 1 - \left( \frac{x_1 \Lambda_{12}}{x_1 \Lambda_{11} + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}} + \frac{x_2 \Lambda_{22}}{x_1 \Lambda_{21} + x_2 \Lambda_{22} + x_3 \Lambda_{23}} + \frac{x_3 \Lambda_{32}}{x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3 \Lambda_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(0.4498 \cdot 0.2002 + 0.3003 \cdot 1 + 0.25 \cdot 0.3363) + 1 - \left( \frac{0.4498 \cdot 0.2919}{0.4498 \cdot 1 + 0.3003 \cdot 0.2919 + 0.25 \cdot 0.3363} + \frac{0.3003 \cdot 1}{0.4498 \cdot 0.2002 + 0.3003 \cdot 1 + 0.25 \cdot 0.3363} + \frac{0.25 \cdot 0.30490}{0.4498 \cdot 0.4626 + 0.3003 \cdot 0.30490 + 0.25 \cdot 1} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = 0.3147$$

$$\ln \gamma_3 = -\ln(x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3 \Lambda_{33}) + 1 - \left( \frac{x_1 \Lambda_{13}}{x_1 \Lambda_{11} + x_2 \Lambda_{12} + x_3 \Lambda_{13}} + \frac{x_2 \Lambda_{23}}{x_1 \Lambda_{21} + x_2 \Lambda_{22} + x_3 \Lambda_{23}} + \frac{x_3 \Lambda_{33}}{x_1 \Lambda_{31} + x_2 \Lambda_{32} + x_3 \Lambda_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_3 = -\ln(0.4498 \cdot 0.4626 + 0.3003 \cdot 0.30490 + 0.25 \cdot 1) + 1 - \left( \frac{0.4498 \cdot 0.0093}{0.4498 \cdot 1 + 0.3003 \cdot 0.2919 + 0.25 \cdot 0.3363} + \frac{0.3003 \cdot 0.3363}{0.4498 \cdot 0.2002 + 0.3003 \cdot 1 + 0.25 \cdot 0.3363} + \frac{0.25 \cdot 1}{0.4498 \cdot 0.4626 + 0.3003 \cdot 0.30490 + 0.25 \cdot 1} \right)$$

$$\ln \gamma_3 = 0.2800$$

Maka,

$$P_{cal} = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$P_{cal} = 0.4498 \times 1.7725 + 0.3003 \times 1.3698 + 0.25 \times 1.3232$$

$$P_{cal} = 2.4845 \text{ kPa}$$



Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap campuran 1-butanol(1)+gliserol(2)+air(3) pada 30.60°C (303.75 K) sebesar 2.4598 kPa.

Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap campuran diatas berdasarkan eksperimen dan perhitungan didapat,

$$AD = \left| \frac{2.4598 - 2.445}{2.4598} \right| \times 100\% = 1.003\%$$

Berdasarkan data ekperimen dan perhitungan diperoleh AAD Persamaan Wilson terhadap eksperimen sebesar 1.9%

#### 4. Korelasi dengan Persamaan Koefisien Aktifitas untuk Persamaan NRTL

Persamaan NRTL yang digunakan untuk menghitung tekanan uap campuran sistem terner adalah sebagai berikut,

$$\ln \gamma_1 = \frac{\tau_{11}G_{11}x_1 + \tau_{21}G_{21}x_2 + \tau_{31}G_{31}x_3}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} + \frac{x_1G_{11}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}(\tau_{11} - \frac{x_1\tau_{11}G_{11} + x_2\tau_{21}G_{21} + x_3\tau_{31}G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}) + \frac{x_2G_{12}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}(\tau_{12} - \frac{x_1\tau_{12}G_{12} + x_2\tau_{22}G_{22} + x_3\tau_{32}G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}) + \frac{x_3G_{13}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3}(\tau_{13} - \frac{x_1\tau_{13}G_{13} + x_2\tau_{23}G_{23} + x_3\tau_{33}G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3})$$

$$\ln \gamma_2 = \frac{\tau_{12}G_{12}x_1 + \tau_{22}G_{22}x_2 + \tau_{32}G_{32}x_3}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} + \frac{x_1G_{21}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}(\tau_{21} - \frac{x_1\tau_{11}G_{11} + x_2\tau_{21}G_{21} + x_3\tau_{31}G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}) + \frac{x_2G_{22}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}(\tau_{22} - \frac{x_1\tau_{12}G_{12} + x_2\tau_{22}G_{22} + x_3\tau_{32}G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}) + \frac{x_3G_{23}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3}(\tau_{23} - \frac{x_1\tau_{13}G_{13} + x_2\tau_{23}G_{23} + x_3\tau_{33}G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3})$$



$$\ln \gamma_3 = \frac{\tau_{13}G_{13}x_1 + \tau_{23}G_{23}x_2 + \tau_{33}G_{33}x_3}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} + \frac{x_1G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}(\tau_{31} - \frac{x_1\tau_{11}G_{11} + x_2\tau_{21}G_{21} + x_3\tau_{31}G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}) + \frac{x_2G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}(\tau_{32} - \frac{x_1\tau_{12}G_{12} + x_2\tau_{22}G_{22} + x_3\tau_{32}G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}) + \frac{x_3G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3}(\tau_{33} - \frac{x_1\tau_{13}G_{13} + x_2\tau_{23}G_{23} + x_3\tau_{33}G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3})$$

dengan,  $G_{12} = \exp(-\alpha\tau_{12})$ ;  $G_{21} = \exp(-\alpha\tau_{21})$ ;  $\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT}$ ;  $\tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT}$

dengan menggunakan parameter interaksi biner masing – masing komponen, yakni 1-butanol(1)+gliserol(2) berdasarkan eksperimen  $b_{12} = 3789.2$  J/mol,  $b_{21} = 3221.7$  J/mol,  $\alpha = 0.47$ , gliserol(2)+water(3) berdasarkan Dulitskaya (1945)  $b_{23} = -1100.8$  J/mol,  $b_{32} = 1101.3$  J/mol,  $\alpha = 3.2$  dan 1-butanol(1)+water(3) berdasarkan Fischer dan Gmehling (1994)  $b_{13} = 1947.8$  J/mol,  $b_{31} = 10257.0$  J/mol,  $\alpha = 0.40$ . Berikut adalah contoh perhitungan  $x_1 = 0.4498$ ,  $x_2 = 0.3003$ , dan  $x_3 = 0.2500$  pada suhu 303.75K.

Komponen	Eq.#	A	B	C
1-butanol	1	4.64930	1395.140	182.739
2-metil-1-propanol	1	4.34504	1190.380	166.670
gliserol	2	10.6190	4487.04	-140.2
air	1	5.11564	1687.537	230.17

Equation #1 :  $\log_{10}(Pvp) = A - B/(T + C - 273.15)$

Equation #2 :  $\ln Pvp = A - B/(T + C)$

$R = 8.3145$  J/mol.K;  $V_1 = 91.96$  cm<sup>3</sup>/mol;  $V_2 = 73.03$  cm<sup>3</sup>/mol;  $V_3 = 18.07$  cm<sup>3</sup>/mol;  $P_1^{sat} = 1.288$  kPa;  $P_2^{sat} = 0.00000050$  kPa; dan  $P_3^{sat} = 4.408$  kPa.

$$\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT} = \frac{3789.2}{8.3145 \times 303.75} = 1.5004; \tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT} = \frac{3221.7}{8.3145 \times 303.75} = 1.2757$$

$$\tau_{23} = \frac{b_{23}}{RT} = \frac{-1100.8}{8.3145 \times 303.75} = -0.4359; \tau_{32} = \frac{b_{32}}{RT} = \frac{1101.3}{8.3145 \times 303.75} = 0.4361$$

$$\tau_{13} = \frac{b_{13}}{RT} = \frac{1947.8}{8.3145 \times 303.75} = 0.7712; \tau_{31} = \frac{b_{31}}{RT} = \frac{10257}{8.3145 \times 303.75} = 4.0613$$



dan

$$G_{12} = \exp(-0.3 \times 1.5004) = 0.4940 ; G_{21} = \exp(-0.3 \times 1.2757) = 0.5491$$

$$G_{23} = \exp(-3.2 \times -0.4359) = 3.9991 ; G_{32} = \exp(-3.2 \times 0.4361) = 0.2499$$

$$G_{13} = \exp(-0.4 \times 0.7712) = 0.7347 ; G_{31} = \exp(-0.4 \times 4.0613) = 0.1972$$

Berdasarkan Persamaan NRTL,

$$\ln \gamma_1 = \frac{\tau_{11}G_{11}x_1 + \tau_{21}G_{21}x_2 + \tau_{31}G_{31}x_3}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3} + \frac{x_1G_{11}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}(\tau_{11} - \frac{x_1\tau_{11}G_{11} + x_2\tau_{21}G_{21} + x_3\tau_{31}G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}) + \frac{x_2G_{12}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}(\tau_{12} - \frac{x_1\tau_{12}G_{12} + x_2\tau_{22}G_{22} + x_3\tau_{32}G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}) + \frac{x_3G_{13}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3}(\tau_{13} - \frac{x_1\tau_{13}G_{13} + x_2\tau_{23}G_{23} + x_3\tau_{33}G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3})$$

$$\ln \gamma_1 = 0.5186$$

$$\ln \gamma_2 = \frac{\tau_{12}G_{12}x_1 + \tau_{22}G_{22}x_2 + \tau_{32}G_{32}x_3}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3} + \frac{x_1G_{21}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}(\tau_{21} - \frac{x_1\tau_{11}G_{11} + x_2\tau_{21}G_{21} + x_3\tau_{31}G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}) + \frac{x_2G_{22}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}(\tau_{22} - \frac{x_1\tau_{12}G_{12} + x_2\tau_{22}G_{22} + x_3\tau_{32}G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}) + \frac{x_3G_{23}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3}(\tau_{23} - \frac{x_1\tau_{13}G_{13} + x_2\tau_{23}G_{23} + x_3\tau_{33}G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3})$$

$$\ln \gamma_2 = 0.6220$$

$$\ln \gamma_3 = \frac{\tau_{13}G_{13}x_1 + \tau_{23}G_{23}x_2 + \tau_{33}G_{33}x_3}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3} + \frac{x_1G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}(\tau_{31} - \frac{x_1\tau_{11}G_{11} + x_2\tau_{21}G_{21} + x_3\tau_{31}G_{31}}{G_{11}x_1 + G_{21}x_2 + G_{31}x_3}) + \frac{x_2G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}(\tau_{32} - \frac{x_1\tau_{12}G_{12} + x_2\tau_{22}G_{22} + x_3\tau_{32}G_{32}}{G_{12}x_1 + G_{22}x_2 + G_{32}x_3}) + \frac{x_3G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3}(\tau_{33} - \frac{x_1\tau_{13}G_{13} + x_2\tau_{23}G_{23} + x_3\tau_{33}G_{33}}{G_{13}x_1 + G_{23}x_2 + G_{33}x_3})$$



$$\frac{x_1 \tau_{13} G_{13} + x_2 \tau_{23} G_{23} + x_3 \tau_{33} G_{33}}{G_{13} x_1 + G_{23} x_2 + G_{33} x_3})$$

$$\ln \gamma_3 = 0.3071$$

Maka,

$$P_{cal} = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$P_{cal} = 0.4498 \times 1.6797 + 0.3003 \times 1.8626 + 0.25 \times 1.3595$$

$$P_{cal} = 2.4707 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap campuran 1-butanol(1)+gliserol(2)+air(3) pada 30.60°C (303.75 K) sebesar 2.4598 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap campuran diatas berdasarkan eksperimen dan perhitungan didapat,

$$AD = \left| \frac{2.4595 - 2.4707}{2.4598} \right| \times 100\% = 0.4450\%$$

Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan diperoleh AAD Persamaan NRTL terhadap eksperimen sebesar 1.8%

## 5. Korelasi dengan Persamaan Koefisien Aktifitas untuk Persamaan UNIQUAC

Persamaan UNIQUAC yang digunakan untuk menghitung tekanan uap campuran sistem terner adalah sebagai berikut,



$$\ln \gamma_1 = \ln \frac{\Phi_1}{x_1} + \frac{z}{2} q_1 \ln \frac{\theta_1}{\Phi_1} + l_1 - \frac{\Phi_1}{x_1} (x_1 l_1 + x_2 l_2 + x_3 l_3)$$

$$- q_1 \ln(\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}) + q_1$$

$$- q_1 \left( \frac{\theta_1 \tau_{11}}{\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}} \right.$$

$$+ \frac{\theta_2 \tau_{12}}{\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}}$$

$$\left. + \frac{\theta_3 \tau_{13}}{\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = \ln \frac{\Phi_2}{x_2} + \frac{z}{2} q_2 \ln \frac{\theta_2}{\Phi_2} + l_2 - \frac{\Phi_2}{x_2} (x_1 l_1 + x_2 l_2 + x_3 l_3)$$

$$- q_2 \ln(\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}) + q_2$$

$$- q_2 \left( \frac{\theta_1 \tau_{21}}{\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}} \right.$$

$$+ \frac{\theta_2 \tau_{22}}{\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}}$$

$$\left. + \frac{\theta_3 \tau_{23}}{\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_3 = \ln \frac{\Phi_3}{x_3} + \frac{z}{2} q_3 \ln \frac{\theta_3}{\Phi_3} + l_3 - \frac{\Phi_3}{x_3} (x_1 l_1 + x_2 l_2 + x_3 l_3)$$

$$- q_3 \ln(\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}) + q_3$$

$$- q_3 \left( \frac{\theta_1 \tau_{31}}{\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}} + \frac{\theta_2 \tau_{32}}{\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}} \right.$$

$$\left. + \frac{\theta_3 \tau_{33}}{\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}} \right)$$

dengan,

$$\varphi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j}; \quad \theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j}; \quad \tau_{ji} = \exp \left( - \frac{(u_{ji} - u_{jj})}{RT} \right); \quad \Delta u_{12} = u_{12} - u_{22};$$

$$\Delta u_{21} = u_{21} - u_{11}$$

dimana,

$$u_{ji} \neq u_{ij} \text{ dan } z = 10$$



dengan menggunakan parameter interaksi biner masing – masing komponen, yakni 1-butanol(1)+gliserol(2) berdasarkan eksperimen  $\Delta u_{12} = 122.6$  J/mol,  $\Delta u_{21} = 1095.0$  J/mol, gliserol(2)+water(3) berdasarkan Dulitskaya (1945)  $\Delta u_{23} = -1428.5$  J/mol,  $\Delta u_{32} = 1586.8$  J/mol dan 1-butanol(1)+water(3) berdasarkan Fischer dan Gmehling (1994)  $\Delta u_{13} = 713.5$  J/mol,  $\Delta u_{31} = 2157.1$  J/mol. Berikut adalah contoh perhitungan  $x_1 = 0.4498$ ,  $x_2 = 0.3003$ , dan  $x_3 = 0.2500$  pada suhu 303.75K.

Komponen	Eq.#	A	B	C
1-butanol	1	4.64930	1395.140	182.739
2-metil-1-propanol	1	4.34504	1190.380	166.670
gliserol	2	10.6190	4487.04	-140.2
Air	1	5.11564	1687.537	230.17

Equation #1 :  $\log_{10}(P_{vp}) = A - B/(T + C - 273.15)$

Equation #2 :  $\ln P_{vp} = A - B/(T + C)$

$R = 8.3145$  J/mol.K;  $V_1 = 91.96$  cm<sup>3</sup>/mol;  $V_2 = 73.03$  cm<sup>3</sup>/mol;  $V_3 = 18.07$  cm<sup>3</sup>/mol;  $P_1^{sat} = 1.288$  kPa;  $P_2^{sat} = 0.00000050$  kPa; dan  $P_3^{sat} = 4.408$  kPa.

		Main	Sec	$v_j$	R	Q	r	q	l
1-Butanol	CH3	1	1	1	0.9011	0.848	0.9011	0.848	
	CH2	1	2	3	0.6744	0.54	2.0232	1.62	
	OH	5	14	1	1	1.2	1	1.2	
Gliserol							3.9243	3.668	-1.6428
	CH2	1	2	2	0.6744	0.54	1.3488	1.08	
	CH	1	3	1	0.4469	0.228	0.4469	0.228	
Water	OH	5	14	3	1	1.2	3	3.6	
							4.7957	4.908	-4.3572
	H2O	7	16	1	0.92	1.4	0.92	1.4	
							0.92	1.4	-2.32

$$\varphi_1 = \frac{x_1 r_1}{x_1 r_1 + x_2 r_2 + x_3 r_3} = \frac{0.4498 \times 3.9243}{(0.4498 \times 3.9243) + (0.3003 \times 4.7957) + (0.25 \times 0.92)} = 0.5139$$

$$\varphi_2 = 0.4192, \text{ dan } \varphi_3 = 0.0669$$



$$\theta_1 = \frac{x_1 q_1}{x_1 q_1 + x_2 q_2 + x_3 q_3} = \frac{0.4498 \times 3.668}{(0.4498 \times 3.668) + (0.3003 \times 4.908) + (0.25 \times 1.4)} = 0.4750$$

$$\theta_2 = 0.4243, \text{ dan } \theta_3 = 0.1007$$

$$\tau_{12} = \exp\left(-\frac{(\Delta u_{12})}{RT}\right) = \exp\left(-\frac{(122.6)}{8.31451 \times 303.75}\right) = 0.9526; \tau_{21} = 0.6482$$

$$\tau_{23} = 1.7606; \tau_{32} = 0.5335; \tau_{13} = 0.7539; \tau_{31} = 0.4257$$

Berdasarkan Persamaan UNIQUAC,

$$\begin{aligned} \ln \gamma_1 = & \ln \frac{\Phi_1}{x_1} + \frac{z}{2} q_1 \ln \frac{\theta_1}{\Phi_1} + l_1 - \frac{\Phi_1}{x_1} (x_1 l_1 + x_2 l_2 + x_3 l_3) \\ & - q_1 \ln(\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}) + q_1 \\ & - q_1 \left( \frac{\theta_1 \tau_{11}}{\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}} \right. \\ & + \frac{\theta_2 \tau_{12}}{\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}} \\ & \left. + \frac{\theta_3 \tau_{13}}{\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}} \right) \end{aligned}$$

$$\ln \gamma_1 = 0.5467$$

$$\begin{aligned} \ln \gamma_2 = & \ln \frac{\Phi_2}{x_2} + \frac{z}{2} q_2 \ln \frac{\theta_2}{\Phi_2} + l_2 - \frac{\Phi_2}{x_2} (x_1 l_1 + x_2 l_2 + x_3 l_3) \\ & - q_2 \ln(\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}) + q_2 \\ & - q_2 \left( \frac{\theta_1 \tau_{21}}{\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}} \right. \\ & + \frac{\theta_2 \tau_{22}}{\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}} \\ & \left. + \frac{\theta_3 \tau_{23}}{\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}} \right) \end{aligned}$$

$$\ln \gamma_2 = 0.3353$$



$$\ln \gamma_3 = \ln \frac{\Phi_3}{x_3} + \frac{z}{2} q_3 \ln \frac{\theta_3}{\Phi_3} + l_3 - \frac{\Phi_3}{x_3} (x_1 l_1 + x_2 l_2 + x_3 l_3) - q_3 \ln (\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}) + q_3 \left( \frac{\theta_1 \tau_{31}}{\theta_1 \tau_{11} + \theta_2 \tau_{21} + \theta_3 \tau_{31}} + \frac{\theta_2 \tau_{32}}{\theta_1 \tau_{12} + \theta_2 \tau_{22} + \theta_3 \tau_{32}} + \frac{\theta_3 \tau_{33}}{\theta_1 \tau_{13} + \theta_2 \tau_{23} + \theta_3 \tau_{33}} \right)$$

$$\ln \gamma_3 = 0.2508$$

Maka,

$$P_{cal} = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$P_{cal} = 0.4498 \times 1.7275 + 0.3003 \times 1.3983 + 0.25 \times 1.2851$$

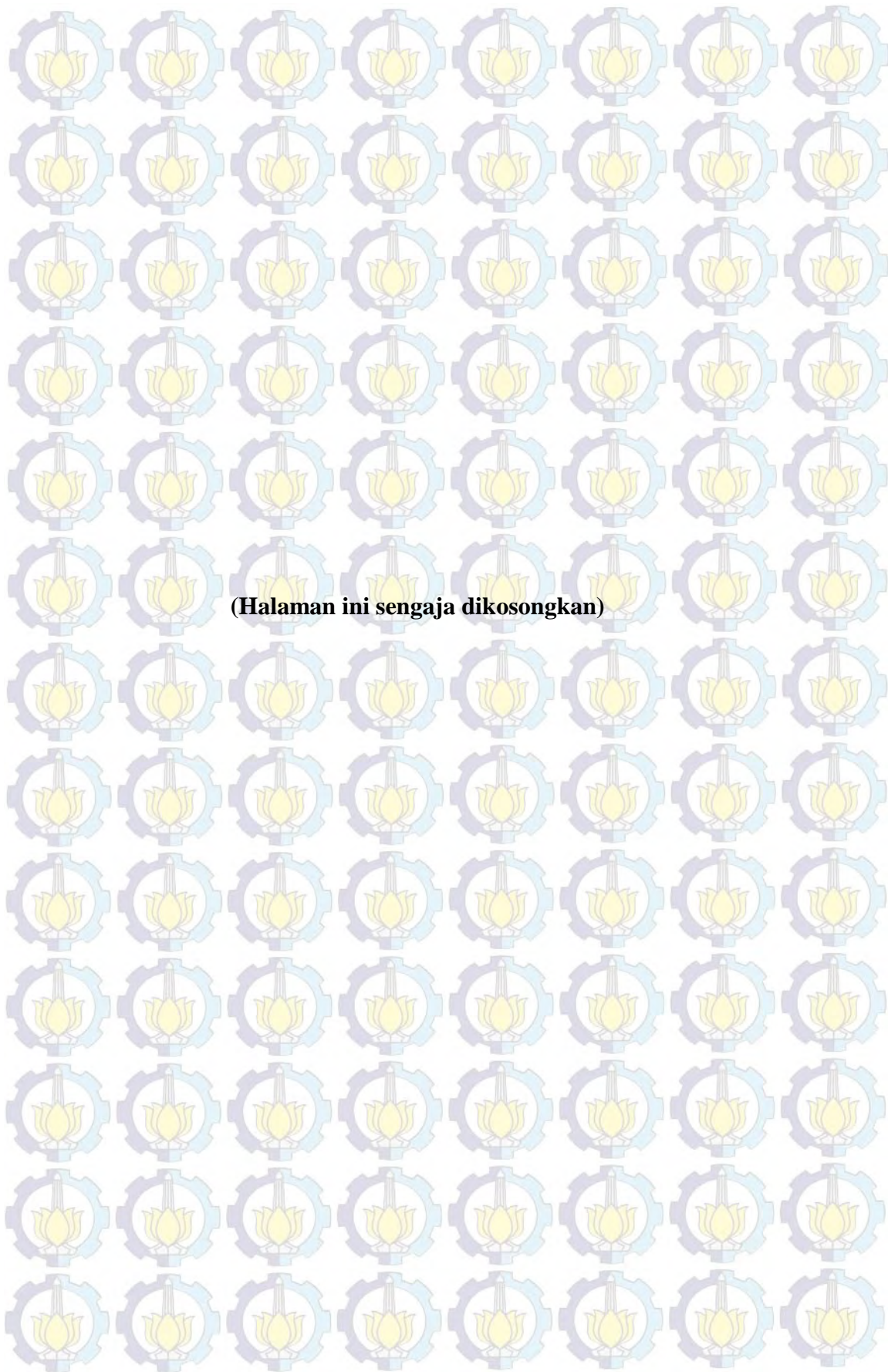
$$P_{cal} = 2.4164 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap campuran 1-butanol(1)+gliserol(2)+air(3) pada 30.60°C (303.75 K) sebesar 2.4598 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap campuran diatas berdasarkan eksperimen dan perhitungan didapat,

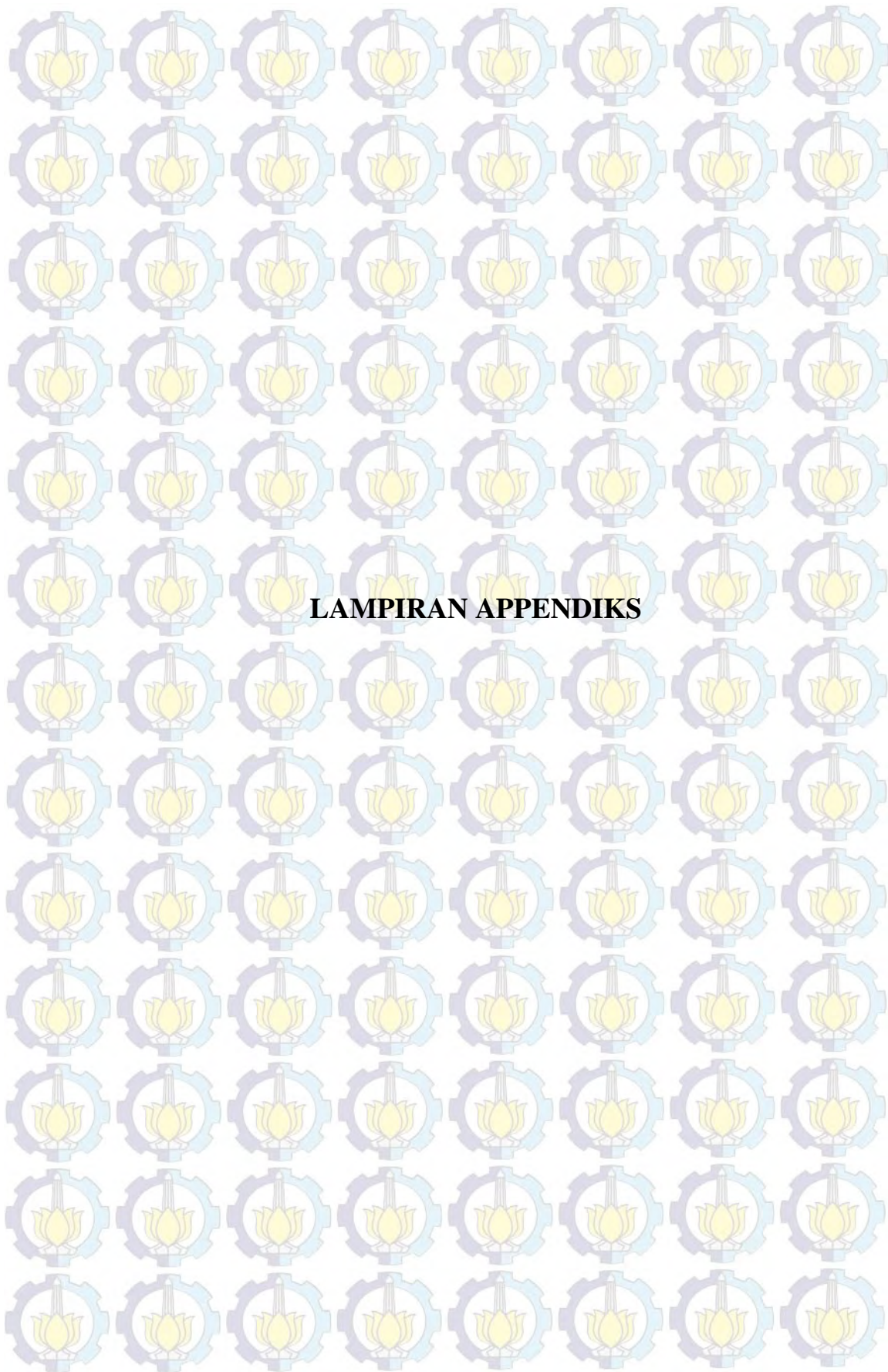
$$AD = \left| \frac{2.4598 - 2.4164}{2.4598} \right| \times 100\% = 1.7639\%$$

Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan diperoleh AAD Persamaan UNIQUAC terhadap eksperimen sebesar 2.5%

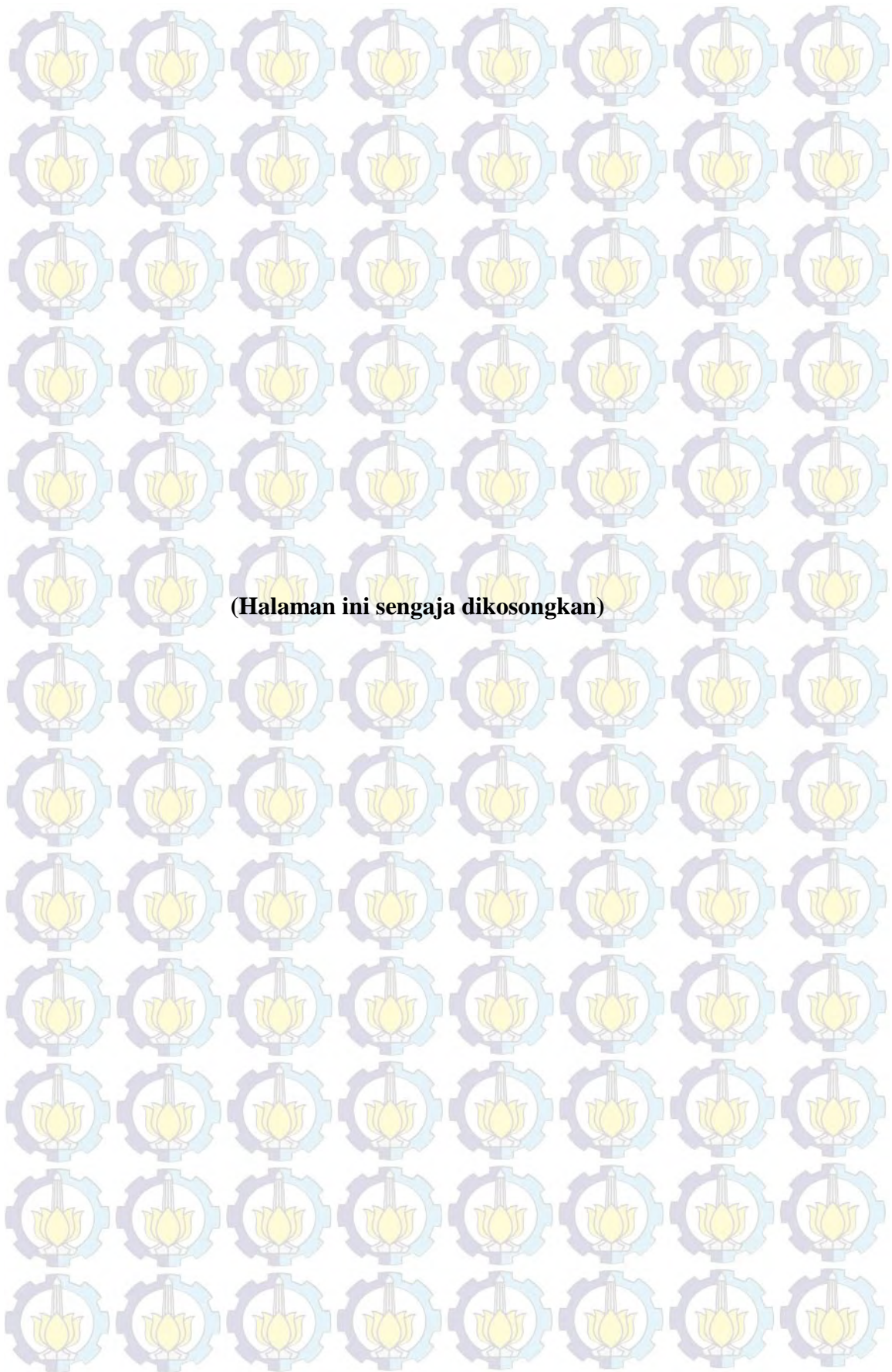














## BIODATA PENULIS



Eviana Dewi Setiawati dilahirkan di Bangkalan 05 Agustus 1992. Penulis memulai pendidikan dari TK Dharma Wanita, SDN 02 Telang, SMP Negeri 1 Kamal, SMA Negeri 1 Bangkalan. Setelah itu penulis melanjutkan kuliah ke tahap sarjana di Jurusan Teknik Kimia ITS surabaya angkatan 2010. Tergabung dalam keluarga besar Teknik Kimia K-50. Semasa kuliah, selain aktif di kegiatan akademik penulis juga aktif dalam organisasi kemahasiswaan

yaitu HIMATEKK-ITS (Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia ITS) sebagai *Vice of General Secretary* pada tahun 2012-2013. Dalam kegiatan akademis, penulis pernah melaksanakan Kerja Praktik di PT. Pupuk Kalimantan Timur dengan tugas khusus “Studi Kelayakan Peningkatan Rate 130% pada 1<sup>st</sup> Stage Evaporator (2-E-401 A/B) dan 2<sup>nd</sup> Stage Evaporator (2-E-402) Unit Urea KALTIM-3”. Penulis mengerjakan tugas akhir “Pra Desain Pabrik Dimethyl Ether (DME) dari Gas Alam” pada semester 7 dan skripsi pada semester 8 di laboratorium Termodinamika Jurusan Teknik Kimia ITS bekerja sama dengan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa M.Eng. dan Ir. Winarsih yang berjudul “Pengukuran Keseimbangan Uap-Cair Sistem Biner 1-Butanol + Gliserol dan 2-Metil-1-Propanol+Gliserol Pada Suhu Berbeda” serta telah menyelesaikan *Study Magister* melalui Program *Fast Track* dengan Thesis berjudul “Pengukuran Dan Prediksi Keseimbangan Uap-Cair Sistem Terner Alkohol + Gliserol + Air” melalui . Penulis sangat senang berdiskusi dan terbuka terhadap kritik dan saran, silakan hubungi penulis melalui [eviana.dewi@gmail.com](mailto:eviana.dewi@gmail.com).



